OPTIMIZAR EL PROCESO DE PREPARACIÓN DE SUPERFICIES METÁLICAS PREVIO AL PROCESO DE PINTURA ELECTROSTÁTICA, DE LA LÍNEA DE MUEBLES METÁLICOS DE LA COMPAÑÍA ICL SAS.

JAVIER ALBERTO PEÑARANDA URREGO

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE OCCIDENTE
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE ENERGÉTICA Y MECÁNICA
PROGRAMA DE INGENIERÍA MECÁNICA
SANTIAGO DE CALI
2012

OPTIMIZAR EL PROCESO DE PREPARACIÓN DE SUPERFICIES METÁLICAS PREVIO AL PROCESO DE PINTURA ELECTROSTÁTICA, DE LA LÍNEA DE MUEBLES METÁLICOS DE LA COMPAÑÍA ICL SAS.

JAVIER ALBERTO PEÑARANDA URREGO

Pasantía institucional para Optar al Título de Ingeniero Mecánico

Director
HUGO CENEN HOYOS ESCOBAR
Ingeniero Mecánico

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE OCCIDENTE
FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE ENERGÉTICA Y MECÁNICA
PROGRAMA DE INGENIERÍA MECÁNICA
SANTIAGO DE CALI
2012

Nota de aceptación

Aprobado por el Comité de Grado en Cumplimiento de los requisitos exigidos por la Universidad Autónoma de Occidente para optar al título de de Ingeniero Mecánico

NÉSTOR ARTURO PINCAY GORDILLO

_____

Jurado

CARLOS HERNÁN APONTE CORONADO

_____

Jurado

Santiago de Cali, 06 de Diciembre del 2012

Dedico este proyecto a Dios, el me guio, me ayudo y me dio la fortaleza, tenacidad y perseverancia, durante todo este proceso de formación profesional y este proyecto es el fruto de la obra maravillosa de Dios.

Igualmente mi dedicación se extiende a mi madre Carmen Julia Urrego Uran (q.e.p.d) a mi padre Abraham Peñaranda Gómez, a mis hermanas Maricel Peñaranda Millán, Ana lida Peñaranda Millán, Elsenir Peñaranda Millán, y a mis hermanos Lucindo Peñaranda Millán, Helman Peñaranda Millán, ellos han sido siempre incondicionales durante toda mi existencia y también mi dedicación va para toda mi familia y muchas otras personas más que permitieron que este logro se alcanzara.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a la compañía ICL SAS, a todos mis compañeros de trabajo y en especial al Ingeniero Luis Carlos Vallejo[1], por brindarme el apoyo durante todo el desarrollo de este proyecto.

Mis agradecimientos de igual forma van dirigidos a todo el personal de la universidad Autónoma de Occidente y en especial al Ingeniero Hugo Cenen Hoyos que con sus conocimientos y experiencias permitieron el desarrollo y culminación de este proyecto.

CONTENIDO

[1] Vallejo, Luis Carlos. Gerente General ICL SAS. Yumbo, Colombia

pág.

LISTADO DE CUADROS

pág.

LISTADO DE FIGURAS

pág.

LISTADO DE ANEXOS

pág.

GLOSARIO

SUBSTRATO: recibe el nombre de substrato, las superficies metálicas o plásticas, a las cuales se les va a aplicar algún tipo de revestimiento.

CHAPA METÁLICA COLD ROLLED (CR): la chapa metálica CR es una lámina plana obtenida por un proceso de laminación en frio, este proceso se define como la deformación plástica del material metálico a una temperatura menor que la de re-cristalización.

CHAPA METÁLICA HOLD ROLLED (HR): la chapa metálica HR es una lámina plana obtenida por un proceso de laminación en caliente, este proceso se define como la deformación plástica del material metálico a una temperatura mayor que la de re-cristalización.

TRANSFERENCIA DE CALOR: se define como la transferencia de energía, al flujo de energía que se produce cuando dos sistemas o un sistema y sus alrededores interactúan, siempre la dirección de transferencia de energía se produce desde el sistema como mayor cantidad de calor al sistema con menor cantidad de calor, hasta lograr un equilibrio térmico.

RTD: una RTD es un sensor de temperatura resistivo (resistance temperature detector), el principio de funcionamiento de una RTD consiste en un determinado material que dependiendo de la temperatura a la que este expuesto el cambia su resistencia, una RTD muy común es el PT100 donde el material utilizado es el platino y este presenta una resistencia de 100 ohmios (Ω) a una 0 ºC.

BHP: un caballo de potencia de caldera (Boiler Horse Power) es una de las maneras de especificar la potencia de una caldera y según la ASME 1 BHP es igual a 9.8105 kJ/s.

TIR: la TIR o Tasa de Interna de Retorno, es un concepto de matemáticas financiera, el cálculo de la TIR de un proyecto da como resultado el porcentaje de la inversión que se recuperaría por año.

VAN: la VAN o Valor Actual Neto, es una fórmula de matemáticas financiera, el cálculo de la VAN de un proyecto nos dice el valor del proyecto y si conviene hacerlo, si el valor de la VAN es positivo, quiere decir que el proyecto supera la rentabilidad mínima esperada y si es negativo quiere decir que no la supera.

RESUMEN

Este proyecto presenta los analices realizados con el objetivo de optimizar el proceso químico por inmersión para la preparación de superficies metálicas (substrato), proceso que es previo al proceso de pintura electrostática por aspersión de la línea de muebles metálicos (actualmente mobiliario industrial) de la compañía ICL SAS.

Los componentes del proceso de preparación en los cuales se centran los analices para el cumplimiento del objetivo de este proyecto son el sistema de calentamiento de los tanques de preparación, el tipo de combustible utilizado por el sistema de calentamiento y la manera como se realiza el transporte de la superficie metálica por cada una de las estaciones de preparación.

La metodología utilizada para el cumplimiento del objetivo general del proyecto consiste en inicialmente identificar en qué consiste y como se hace el proceso de preparación en ICL, posteriormente se analiza la eficiencia del sistema de calentamiento actual para utilizarlo como parámetro de comparación con dos propuestas de diseños de sistema de calentamientos nuevos, en este analices se hace uso de conceptos de termodinámica y transferencia de calor. Dentro del desarrollo de los sistemas de calentamiento se incluye el diseño de control de temperatura para cada uno de los dos sistemas de calentamiento nuevos, y se propone el diseño de nuevos tanques de preparación haciendo uso de conceptos de mecánica de fluidos y mecánica de materiales. Por último se analiza el diseño de un sistema de transporte del substrato por cada una de las estaciones del proceso de preparación, para este fin se hace uso de los conceptos de mecánica de materiales. La mejora que se busca en cuanto al tipo de combustible, es buscar un combustible diferente al actual que sea más económico, para este fin se calcula el porcentaje de ahorro económico que se produce por el cambio del combustible.

Las conclusiones del proyecto están en función de la viabilidad económica de cada una de las propuestas diseñadas, para este fin se calcula su costo de implementación y el flujo de caja positivo que se genere por la implementación de cada una de las propuestas durante su vida útil estimada, y con esta información se calcula la TIR (Tasa interna de retorno) y la VAN (valor actual neto) de un proyecto, que permiten conocer la viabilidad de cada uno de los proyectos.

Palabras claves: Substrato, eficiencia energética, combustible, sistema de calentamiento, sistema de transporte.

INTRODUCCIÓN

Las compañías del sector industrial, diseñan e implementa una serie de procesos orientados a la transformación de materia en productos terminados o en proceso, la eficiencia de estos procesos modifican significativamente los logros alcanzados por la compañía en la búsqueda de alcanzar los objetivos y metas de sostenibilidad, crecimiento, rentabilidad y altos estándares de calidad de sus productos, formulados en el plan estratégico de toda compañía.

Las compañías del sector industrial que se dedican a la manufactura de productos metálicos, como es el caso de la compañía ICL SAS, donde la materia prima principal de sus productos es la lámina o chapa metálica de tipo Cold Rolled (CR) y Hold Rolled (HR), requieren dar a estos productos un acabado con pintura electrostática, para poder aplicar esta pintura en una superficie metálica (substrato), el substrato se debe preparar previamente para dejar esta superficie en las condiciones optimas para recibir la pintura electrostática y lograr así evitar que se genere corrosión en la unión de la capa de pintura con la superficie metálica y lograr una excelente adherencia que impida que la pintura se despegue, este proceso se conoce como proceso de preparación de substratos, para el caso de estudio, es un proceso químico por inmersión.

ICL SAS es una industria metalmecánica dedicada al diseño, fabricación y comercialización de dos líneas de productos: Herrajes para muebles con productos como rodachines para puertas y ventanas, rieles para puertas, balineras, correderas para cajones, bisagras y herrajes para entrepaños, y Mobiliario comercial e industrial (muebles metálicos) con productos como puestos de pago (checkouts), estanterías para autoservicios (góndolas), estanterías de carga pesada (pallet racks), estanterías de carga semipesada, estanterías para bibliotecas, librerías y droguerías y sistemas estantería rodante (archivo rodante).

Con este proyecto se busca optimizar el proceso de preparación de substratos de la línea de mobiliario industrial de la compañía ICL SAS, debido a que es un proceso ineficiente por sus altos costos, el optimizar este proceso, le permitiría a la compañía tener un proceso más eficiente donde se disminuyen los costos de producción, se aumenta la capacidad del proceso y se incrementa la calidad del proceso que se ve reflejada en la calidad del producto final.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La compañía del sector industrial secundario ICL SAS., en su estrategia de reducir costos de fabricación, aumentar la capacidad de producción e incrementar la calidad del producto con procesos más eficientes, requiere optimizar el proceso químico por inmersión para la preparación de superficies metálicas previo al proceso de pintura electrostática por aspersión de la línea de muebles metálicos, debido a que en la actualidad este es un proceso ineficiente.

El proceso de preparación es un proceso que consiste en crear una superficie metálica que permita una adherencia óptima de la pintura electrostática y evitar que se produzcan reacciones químicas debajo de la capa de pintura. En un proceso de preparación la superficie metálica debe de pasar por una serie de estaciones como lo es la estación de desengrase, enjuague activado, fosfato y enjuague final.

Las estaciones de desengrase y fosfatado se hacen a temperaturas de entre 50 y 60ºC, en la actualidad el sistema de calentamiento es ineficiente porque se requiere de mucho tiempo para calentar los tanques de preparación y esto hace que el consumo de combustible sea alto, además, el sistema de calentamiento no tiene un sistema de control de temperaturas, característica que incrementa el consumo energético. Otros factores que ayudan a la ineficiencia del proceso de preparación es que en el sistema de calentamiento se utiliza gas propano (GLP) combustible que es más costoso comparado con el gas natural GN y por último es que el transporte de la superficie metálica a preparar por cada una de las estaciones del proceso de preparación se hace de forma manual.

Las condiciones anteriores del proceso afectan la calidad de la superficie metálica preparada y hacen que el proceso sea costoso e ineficiente.

2. JUSTIFICACIÓN

Toda compañía, ya sea del sector industrial, comercial o de servicios, debe de estar en la búsqueda de un mejoramiento continuo, necesidad que se hace evidente en la dinámica y globalización del mundo actual, que exige de compañías cada vez más competitivas para sobrevivir en un mercado cada vez más exigente.

Parte de este mejoramiento es la optimización de procesos, para el caso de la compañía ICL SAS., optimizar un proceso ineficiente como lo es el proceso de preparación de la superficie metálica previo al proceso de aplicación de pintura electrostática, más que un requerimiento es una necesidad que tiene la compañía en la estrategia de reducir costos de fabricación, aumento en la capacidad de producción e incremento de la calidad del producto.

El objetivo de este proyecto es el de proponer una solución a la compañía ICL SAS., al problema de ineficiencia del proceso químico para la preparación de superficies metálicas previo al proceso de pintura electrostática.

3. OBJETIVOS

3.1 OBJETIVO GENERAL

Optimizar el proceso químico por inmersión para la preparación de superficies metálicas, proceso que es previo al proceso de pintura electrostática por aspersión de la línea de muebles metálicos de la compañía ICL SAS.

3.1.2 Objetivos específicos

- Definir la situación actual del proceso junto con sus requerimientos, con el fin de poder realizar las propuestas de optimización del proceso de preparación de superficies metálicas previo al proceso de pintura electrostática, de la línea de muebles metálicos de la compañía ICL SAS.

- Analizar otros combustibles para mejorar el sistema de calentamiento de los tanques que contienen las soluciones químicas del proceso de preparación de superficies metálicas previo al proceso de pintura electrostática que mejor se adapta desde el punto de vista de eficiencia energética, facilidad de adquisición y costos del combustible, con el objetivo de optimizar el consumo energético.

- Diseñar un sistema de calentamiento de los tanques del proceso de preparación que contienen las soluciones o mezclas químicas que prepara las superficies metálicas previo al proceso de pintura electrostática, a fin optimizar el consumo energético mediante un calentamiento más eficiente que del sistema actual del proceso.

- Analizar un nuevo diseño para la construcción de tanques nuevos junto con el análisis del rediseño y adecuación de los tanques existentes que contienen las soluciones químicas del proceso de preparación de superficies metálicas previo al proceso de pintura electrostática, a fin de determinar cuál de las dos opciones es la mejor en el diseño del nuevo sistema de calentamiento, desde el punto de vista de eficiencia energética y costos, con el objetivo de optimizar el consumo energético.

- Diseñar un sistema de control de las variables que intervienen en el sistema de calentamiento del proceso de preparación de superficies metálicas previo al proceso de pintura electrostática, con el objetivo de optimizar el consumo

energético, la calidad del proceso y la optimización del consumo de químicos utilizados en el proceso.

- Diseñar un sistema de transporte de los componentes metálicos, que son movilizados por cada uno de las estaciones del proceso de preparación de la superficie metálica previa al proceso de pintura electrostática y analizar su eficiencia frente a la forma manual actual, a fin de optimizar los costos del proceso por mano de obra y capacidad del proceso.

4. MARCO TEÓRICO

4.1 INTRODUCCIÓN A UN PROCESO DE PREPARACIÓN DE SUBSTRATO

4.1.1 Substrato. Dentro del contexto de preparación de superficies previo a un proceso de pintura, se conoce como substrato a la superficie de un producto que ha sido manufacturado, los dos tipos de substratos son:

- Substratos de Metales.
- Substratos de Plástico.

Para el caso de estudio, se hace referencia al substrato metálico, y dentro de este grupo se hace referencia a la lámina de chapa metálica Cold Rolled (CR) y Hold Rolled (HR).

4.1.2 Proceso de preparación del substrato. En la fabricación de productos metálicos que son recubiertos con pintura, necesitan de un proceso de preparación previo a la aplicación de la pintura. De este proceso depende en un alto porcentaje la calidad del producto en lo que hace referencia a la adherencia de la pintura y a la resistencia a la corrosión.

El proceso de preparación del substrato se divide de tres fases: Limpieza, Revestimiento de Conversión y Enjuague

4.1.2.1 Limpieza del substrato. La limpieza del substrato consiste en eliminar diferentes tipos de contaminantes como por ejemplo:

- Manchas de Aceite de petróleo.
- Partículas metálicas o diversas partículas solidas.
- Oxido en la superficie.
- La Calamina, la cual es una capa resultante del proceso de laminación en caliente (Hold Rolled) y está compuesta por diferentes tipos de óxidos de hierro, principalmente por la magnetita (Fe_3O_4), esta es una capa delgada, lisa y quebradiza que se adhiere a la lámina de acero.
- Manchas varias.

Los tipos de limpieza que existen son: mecánica y química. Para el caso de estudió la limpieza es química.

Las maneras de realizar una limpieza química normalmente son: manual, por inmersión y por aspersión. Para el caso de estudio, la limpieza química es por inmersión y con algunas intervenciones manuales.

Uno de los tipos de clasificación de los químicos limpiadores, es por su pH (potencia de hidrogeno), el pH es un parámetro de la alcalinidad o la acidez relativa de la solución o baño. Entre los rangos del pH de un limpiador químico, se encuentran:

Limpiadores alcalinos:

- Bajo: el pH está entre 9.0 y 10.5.
- Medios: el pH está entre 10.5 y 11.5.
- Alto: el pH es mayor a 11.5 (Ejemplo el hidróxido de sodio (NaOH), conocido. también como soda caustica con un pH entre 13 y 14).

Limpiadores neutrales:

- Limpiadores con un pH entre 6.5 y 9.0 (Ejemplo el agua con un pH de 7.0).

Limpiadores ácidos:

- Limpiadores con un pH entre 1.0 y 0.55 (Ejemplo el ácido hidroclorhídrico con un pH inferior a 1.0).

Generalmente se utiliza: los químicos ácidos para la eliminación de óxidos y calamina, los químicos neutros para remover manchas ligeras y los químicos alcalinos para remover un amplio número de manchas como por ejemplo las manchas grasas y es este último utilizado por el caso de estudio.

4.1.2.2 Revestimiento de conversión del substrato. Se conoce como revestimiento de conversión al proceso de Fosfato, que consiste en la aplicación de una capa de zinc o hierro al substrato. Una capa de fosfato convierte el substrato de metal en una superficie inerte y uniforme la cual mejora la unión de la

pintura, minimiza reacciones debajo de la capa de pintura y mejora la resistencia a la corrosión de toda la pieza final en su totalidad[2].

Para el caso de estudio, el proceso del revestimiento de conversión se hace por medio de un fosfato de zinc, la cual es una capa cristalina no metálica que se adhiere al substrato químicamente.

La solución del proceso de fosfato de zinc es una solución acida y previo a este proceso, es necesario un enjuague activador, este componente activador es ligeramente alcalino de sales de titanio y la función del enjuague es crear en el substrato una serie de espacios predispuestos a recibir los cristales de zinc.

4.1.2.3 Enjuague del substrato. El enjuague es un proceso de eliminación de residuos presentes en el substrato, generados antes y después del recubrimiento de conversión. El enjuague consiste en aplicaciones de agua o soluciones químicas al substrato, se hacen por inmersión y/o aspersión.

El enjuague que se realiza en la estación anterior a la estación del fosfato de zinc, elimina residuos que hayan podido quedar en la estación del limpiador alcalino, y a este enjuague se le adiciona un acondicionador para que active el proceso de fosfato de zinc, la función del activador es crear en el substrato una serie de espacios predispuestos para recibir los cristales de zinc.

El enjuague que sigue después de la estación de fosfato, puede ser solo agua que elimine los químicos activos que no reaccionaron en la estación de fosfato o un enjuague con agua más un posterior enjuague sellador que neutralice cualquier residuo de la estación de fosfato y por lo general el proveedor de los químicos recomienda utilizar un enjuague final de agua desionizada o de osmosis inversa cuando se utiliza un enjuague sellador, para eliminar cualquier residuo que haya generado el sellador. La manera como se realice el enjuague después de un proceso de fosfato, se determina según ciertos parámetros tales como condiciones físicas a las cuales va estar expuestos el producto fabricado y grado de calidad exigida por el cliente o definida por el fabricante.

[2] Talbert, Rodger. Pretratamiento de Pintura. Segunda Edición. Electroquímica West S.A., 2011. 69p

Es importante tener presente que cualquier residuo que quede justo antes de la aplicación de la pintura, deja al producto expuesto a falta de una buena adherencia de la pintura y a la generación de corrosión debajo de la capa de pintura, entre otros.

Para un proceso de preparación del substrato mediante el sistema de inmersión, el material de los tanques que normalmente se utilizan para las diferentes estaciones son:

- Estación de limpieza y enjuague: Tanque de acero CR o HR, se recomienda que tenga una protección contra los ataques de la solución al material de tanque, que puede ser un compuesto de fibra de vidrio o polipropileno, otra alternativa para evitar los recubrimientos, es utilizar como material del tanque al acero inoxidable del tipo 304 o 316, la desventaja es su alto costo.
- Estación de Fosfato y enjuague DI: La recomendación principal es utilizar acero inoxidable del tipo 304 o 316. En el caso que se utilice acero CR o HR, se recomienda por calidad del proceso y durabilidad de los tanques, que el tanque se recubra con compuesto de fibra de vidrio o polipropileno.

4.1.3 Parámetros de control del proceso de preparación del substrato. En un proceso de preparación de substratos, los parámetros de control que se deben de tener en las estaciones de limpieza, conversión y enjuague, son:

- Tiempo.
- Temperatura.
- Concentración.

La selección de los valores para los parámetros anteriores, está en función del tipo de preparación (Manual, Aspersión o Inmersión), el tipo del substrato y la estación a realizar (Limpieza, conversión y enjuague).

4.1.3.1 Tiempo. Consiste en el tiempo en que la solución interactúa con el substrato.

4.1.3.2 Temperatura. Consiste en la temperatura que debe de existir en la interacción entre la solución y el substrato.

Normalmente para las estaciones de limpieza de oxido y calamina, la temperatura puede variar desde la temperatura ambiente hasta los 60 ºC, obteniéndose mejores resultados en soluciones con temperaturas mayores a la temperatura ambiente. Para la estación de limpieza de diverso tipos de manchas, principalmente manchas grasosas, la temperatura va desde los 50 ºC hasta los 60 ºC. Para la estación de enjuague y aditivo activador previo al fosfato (enjuague activado), la temperatura es la ambiente. Para la estación de conversión (proceso de fosfato) el rango de temperatura está entre los 50 ºC y 55 ºC. Para el enjuague solamente con agua y el enjuague DI, la temperatura de operación es la temperatura ambiente y para el enjuague sello/pasivo, la temperatura de operación está alrededor de los 49 ºC.

4.1.3.3 Concentración. Cada estación está compuesta de una solución constituida por un determinado químico disuelto en un volumen de agua. Uno de los métodos de control de la concentración de la solución es el control del pH, por medio de titulación.

La titulación es un proceso para chequear la concentración de una solución por medio de su pH. Existen diferentes tipos de titulación, para el caso de estudió la titulación aplicada es la titulación acido-base y dentro de la titulación acido-base se encuentra:

Titulación de alcalinidad: Consiste en tomar una muestra de una solución alcalina con una concentración desconocida y neutralizarlo con una solución de un acido y concentración conocida (normalmente el acido utilizado es el acido clorhídrico (HCL))

Titulación de acides: Consiste en tomar una muestra de una solución acida con una concentración desconocida y neutralizarlo con una solución alcalina y concentración conocida (normalmente el alcalino utilizado es el hidróxido de sodio (NaOH)).

Antes de neutralizar la muestra de la solución, se le adiciona una solución indicadora, este es un liquido orgánico como es el caso de la Fenolftaleína, este componente una vez se adiciona a la muestra puede hacer que adquiera un color o no, esto depende de la composición de la muestra y cuando la muestra es neutralizada esta cambia de color o adquiere un color en el caso que previamente no hubiese cambiado de color.

El proceso de titulación básicamente se realiza con los siguientes pasos:

- Se pipetea cierta cantidad en mililitros del baño a un Erlenmeyer y de esta manera se tiene la muestra a evaluar.
- Se adiciona a la muestra cierta cantidad de gotas de la solución indicadora (por ejemplo la Fenolftaleína) aquí la muestra adquiere un nuevo color o simplemente no hay cambios en el color.
- Se adiciona la solución base a la muestra, si la muestra es un alcalino, la solución base es un acido (por ejemplo el acido clorhídrico (HCL)) y si la muestra es un acido, la solución base es un alcalino (por ejemplo el hidróxido de sodio (NaOH)). Se adiciona la solución base a la muestra hasta que la muestra adquiera un nuevo color ya establecido.
- Se registra el número de mililitros gastados de la solución base como titulación según sea el tipo de titulación: titulación de alcalinidad, de acidez total o de acidez libre.
- Por último se ajusta el valor de alcalinidad o acidez total o libre, recomendado por el proveedor, por medio de la adición del químico utilizado en el baño.

4.1.4 Combustibles. Se distingue como combustible a los materiales que son capaces de liberar energía cuando se quema, y luego cambiar o transformar su estructura química. Cuando el combustible se quema, libera su energía de su forma potencial a una forma de energía utilizable conocida como energía química.

En un proceso de preparación de substrato previo a la aplicación de pintura, existen estaciones con sistema de calentamiento y los combustibles más utilizados en este proceso por las compañías son:

- Gas Propano (GLP).
- Gas Natural (GN).

4.1.4.1 Gas propano (GLP). Los gases licuados de petróleo son mezclas de hidrocarburos extraídos del procesamiento del gas natural o del petróleo, gaseosos o en condiciones atmosféricas, que se licúan fácilmente por enfriamiento o compresión, constituidos principalmente por propano y butanos. Se denominan comúnmente GLP o gas propano. El GLP es un gas combustible y su calidad será reglamentada por la CREG (Comisión de Regulación de Energía y Gas) en resolución aparte[3]

[3] CREG. Resolución numero 074 de 1996. Colombia: 1996. [Consultado el 21 Septiembre de 2012]. Disponible en internet: http://www.aiglp.com/arq/matriz_normativa/colombia/001.pdf

4.1.4.2 Gas natural (GN). El gas natural es una mezcla de hidrocarburos livianos en estado gaseoso, que en su mayor parte está compuesta por metano y etano, y en menor proporción por propano, butanos, pentanos e hidrocarburos más pesados. Si el contenido de hidrocarburos de orden superior al metano es alto se le denomina gas rico, de lo contrario se conoce como gas seco. Las principales impurezas que puede contener la mezcla son vapor de agua, gas carbónico, nitrógeno, sulfuro de hidrógeno y helio, entre otros[4].

Figura 1. Propiedades físicas del Gas Propano, Butano y Gas Natural

PHYSICAL PROPERTIES OF PROPANE, BUTANE, AND METHANE

	Propane	Butane	Natural Gas (Methane)
Chemical Formula	C_3H_8	C_4H_{10}	CH_4
Specific Gravity (Liquid)	.504	.582	.3
Vapor Density	1.50	2.01	.60
Weight Per Gallon	4.20 lbs.	4.86 lbs.	3.55 lbs.
Boiling Point (Atmospheric)	-44° F	31° F	-260° F
Ignition Temperature	920° F	900 – 1000° F	1,150° F
Maximum Flame Temperature	3,595° F	3,615° F	3,400° F
Upper Flammable Limit	9.60%	8.60%	14%
Lower Flammable Limit	2.15%	1.55%	4%
Ideal Combustion Ratio (Air to Gas)	24 to 1	31 to 1	10 to 1
Heat Value Per Cu. Ft. (Vapor)	2,488 BTU	3,280 BTU	1,000 BTU
Heat Value Per Pound (Liquid)	21,548 BTU	21,221 BTU	—
Heat Value Per Gallon (Liquid)	91,502 BTU	102,032 BTU	—
Cubic Feet Vapor Per Gallon	36.38 Cu. Ft.	—	—
Cubic Feet Vapor Per Pound	8.66 Cu. Ft.	—	—
Latent Heat of Vaporization at Boiling Point Per Pound Per Gallon	184 BTU 773 BTU	153.59 BTU	219.22 BTU

Fuente: HILDEBRAND. Michel S. & Noll, G.G. Propane Emergencies. Third Edition. United States: Red Hat Publishing Company INC, 2007. 320 p.

[4] Ecopetrol. Definición de Gas Natural. Colombia: 2012. Disponible en internet: http://www.ecopetrol.com.co/contenido.aspx?conID=42573&catID=358

4.2 TERMODINÁMICA Y TRANSFERENCIA DE CALOR

En términos generales la termodinámica estudia las diferentes formas de energía, sus transformaciones y su calidad y cantidad, La transferencia de calor es la ciencia que estudia las razones que determinan la transferencia de calor junto con su velocidad.

A continuación se describe de manera básica algunos de los conceptos de termodinámica y transferencia de calor que son utilizados en este proyecto.

4.2.1 La primera ley de la termodinámica. La energía se pude definir como el poder o la capacidad para generar un cambio, por tal motivo existen diferentes tipos de energía, uno de estos tipos es la energía térmica que se ocupa de la energía almacenada en los cuerpos en forma de calor (Q).

La primera ley de la termodinámica dice que la energía no se crea ni se destruye solo se transforma y aplica para todas las formas de energía, por tal motivo si se realiza un balance de energía a un sistema, el resultado es que el cambio de la energía (interna, cinética, potencial, etc.) del sistema es igual a la transferencia de energía (por calor (Q), trabajo (w) y masa (m)) que entra menos la que sale del sistema.

$$E_{ENTRADA} - E_{SALIDA} = \Delta E_{SISTEMA} \ (kJ)$$

Un balance de energía para un sistema donde la masa no cruza la frontera de un volumen de control, es decir un sistema cerrado y si en este sistema la transferencia de calor se produce sin ninguna interacción de trabajo, el balance de energía seria que la transferencia de calor (Q) es igual al producto entre la masa (m), el calor especifico (Cp) y el diferencial de temperatura del sistema (ΔT).

$$Q = mCp\Delta T \ \ (kJ)$$

Ahora si para el caso anterior la masa cruza la frontera, entonces el balance de energía seria que la velocidad de la transferencia de calor (Q°) es igual al producto entre el flujo másico (m°), el calor especifico (Cp) y el diferencial de temperatura del sistema (ΔT).

$$Q^{\circ} = m^{\circ}Cp\Delta T \ \ (kJ/s)$$

4.2.2 Eficiencia de la conversión de energía. La eficiencia (n) de la conversión de energía se define como la relación entre una entrada de energía deseada y la energía que realmente se suministra.

$$n = \frac{Entrada\ teorica\ de\ energia}{Suministro\ real\ de\ energía}$$

Existen diferentes formas de suministrar energía, una de estas formas es utilizar la energía almacenada en un combustible que mediante una reacción química se transfiere en forma de calor hacia un sistema de menor energía y la cantidad de calor entregada por un combustible está determinado por su **Poder Calorífico (Pc)** que es la cantidad de energía liberada por unidad de masa, de un combustible cuando se quema por completo y los productos de la combustión se enfrían a temperatura ambiente.

4.2.3 Mecanismo de transferencia de calor. La transferencia de calor, se puede presentar de tres maneras, puede ser por **Conducción** cuando es por contacto entre partículas y se puede presentar en elementos sólidos, líquidos gaseosos, otra manera de transferencia de calor es por **Convección** cuando se produce por la interacción de un cuerpo solido y un fluido en movimiento y por ultimo existe una transferencia de calor por **Radiación** cuando la transferencia de calor es emitida por la materia en forma de ondas electromagnéticas.

La transferencia de calor por conducción esta expresada por la ley de Fourier de la conducción de calor como:

$$\dot{Q}_{CONDUCCIÓN} = -kA\frac{dT}{dx}\ (W)$$

Donde:

- K: Es la conductividad térmica del material (SI. W/m. ºC).
- A: Es el área perpendicular a la dirección de la transferencia de calor.
- dT/dx: Es el gradiente de temperatura.

La transferencia de calor por convección se expresa por la *ley de Newton del enfriamiento* como:

$$\dot{Q}_{CONVECCIÓN} = hAs(T_s - T_\infty)\ (W)$$

Donde:

- h: Coeficiente de transferencia de calor por convección (SI. $W/m^2.K$).
- A_S: Área superficial por donde se presenta la transferencia de calor (SI. m^2).
- T_s: Temperatura de la superficie.
- T_∞: Temperatura del fluido lo suficientemente lejos de dicha superficie.

La transferencia de calor por radiación se expresa por la *ley de Stefan-Boltzman* como:

$$Q^{\circ}_{RADIACIÓN} = \sigma As(T_s^4 - T_{alred}^4)\ (W)$$

Donde:

- σ: Constante de *Stefan-Boltzman.*

Para simplificar problemas de transferencia de calor, existe un término denominado como ***Coeficiente Global de Transferencia de calor U***, este coeficiente está determinado por la red de resistencia por metro cuadrado que están presentes en un proceso de transferencia de calor, este coeficiente se relaciona con el calor mediante la ecuación general de transferencia de calor ($Q=UA\Delta T$) y tiene las mismas unidades del coeficiente de transferencia de calor por convección.

4.3 MECÁNICA DE FLUIDOS

La mecánica de fluidos es la ciencia que estudia las leyes que rigen el comportamiento de los fluidos en equilibrio (hidrostática) y en movimiento (hidrodinámica).

Una de las numerosas aplicaciones de la mecánica de fluidos, es el cálculo de las fuerzas sobre áreas planas generadas por la aplicación de una presión, como es el caso de una fuerza a la que está sometida una pared vertical de un tanque debido a la presión ejercida por un fluido.

Las ecuaciones que calculan la fuerza resultante en una pared vertical y su posición son:

$$F_R = \gamma(d/2)A\ (kN)$$

$Centro\ de\ presión = d/3\ (m)$

Donde:

- F_R: Es la fuerza resultante de una pared vertical de un tanque que en su interior contiene un fluido, en kN.
- Centro de presión: Distancia a la que está ubicada el centro de presión, tomada desde la base, en m.
- γ: Es el peso específico del fluido, en kN/m^3.
- d: Es la profundidad total del fluido, en m.
- A: Es el área de la pared vertical que ocupa la altura del baño, en m^2.

4.4 TEORÍA DE CONTROL

La teoría de control es una disciplina de ingeniería que se ocupa del control de variables físicas de entrada y salida (referencia) de un sistema dinámico, un sistema de control básicamente está compuesto por un controlador que recibe la información de la variable a controlar por medio de un instrumento de medición como por ejemplo un sensor, para luego compararlo con un valor de referencia y si existen diferencias se crea una señal por el controlador y este a su vez envía una señal a un actuador que activa un dispositivo controlador y de esta manera se modifica la variable de entrada de tal manera que ajusta al valor deseado de la variable a controlar.

Existen dos modos de ejercer control sobre un sistema, estos modos son:

Control On / Off: Es un tipo de control donde el dispositivo controlador (por ejemplo una válvula) es accionado por un actuador (por ejemplo una bobina) y de esta manera se cierra o se abre el dispositivo controlador sin estados intermedios permitiendo o interrumpiendo el paso de la variable manipulada (por ejemplo vapor) y de esta manera se mantiene el set point o punto de ajuste de la variable controlada (por ejemplo un valor de temperatura de un fluido de proceso).

Control Continuo: Es un tipo de control donde el dispositivo de control puede estar en diferentes posiciones como por ejemplo totalmente abierto, totalmente cerrado o posiciones intermedias, en este tipo de control existen tres tipos de control, estos son: Proporcional (P), Integral (I) y derivativo (D).

4.5 MECÁNICA DE MATERIALES

La mecánica de materiales es una disciplina de la ingeniería mecánica y civil que estudia las propiedades mecánicas de los sólidos deformables, una de las propiedades más importante de un sólido deformable es su capacidad para resistir esfuerzos y fuerzas aplicadas sin romperse y sin deformarse permanentemente.

Uno de los elementos estructurales más comunes son las vigas, estos elementos normalmente soportan cargas puntuales y/o distribuidas a lo largo del elemento y su comportamiento está en función de características como el tipo de material, geometría y tipo de apoyo. Existen diferentes situaciones de elementos estructurales que se pueden asumir como vigas, como por ejemplo las superficies de un tanque las cuales están sometidas a una carga distribuida por la presión ejercida por un fluido en su interior.

Una viga que esté sometida a una carga produce un momento flector que causa un esfuerzo en la sección transversal paralela a la dirección de la fuerza, conocido como esfuerzo normal y este es el criterio más utilizado en el diseño de una viga por resistencia.

La ecuación que calcula el esfuerzo normal máximo de una viga es:

$$\sigma_m = \frac{|M|c}{I} = \frac{|M|}{S}$$

Donde M es igual al momento flector, c es la distancia de la superficie externa de la viga al plano de la superficie neutra (ubicado en el centro de masa) y I es el momento de inercia o segundo momento de la sección transversal con respecto a un eje centroidal perpendicular a la dirección de la carga o fuerza aplicada y S corresponde al módulo de sección elástico de la viga (S=I/c).

5. DESARROLLO DEL PROYECTO

5.1 METODOLOGÍA

El objetivo general de este proyecto es optimizar el proceso de preparación de superficies metálicas (substrato) de la línea de muebles metálicos (actualmente mobiliario industrial) de la compañía ICL SAS.

Los componentes principales que hacen parte del proceso de preparación de substrato son: el sistema de calentamiento, el tipo de combustible utilizado que en este proyecto se relaciona con el estudio del cambio de combustible del actual que es GLP a uno opción más económica que es el GN, y el sistema de transporte del substrato por cada una de las estaciones del proceso de preparación, y estos componentes son los que se analizarán en este proyecto para generar propuestas de mejoramiento que optimicen el proceso de preparación.

Para iniciar con el desarrollo de cada uno de los componentes principales objeto de estudio, se realiza la identificación actual del proceso, es decir, en qué consiste y como se realiza el proceso de preparación en ICL.

A continuación se presenta la metodología que se desarrollará para dar cumplimiento a los objetivos generales del proyecto que están directamente relacionados con cada uno de los componentes principales anteriormente mencionados, una vez se ha identificado el proceso actual.

5.1.1 Nuevos sistemas de calentamiento. El procedimiento a seguir para el desarrollo del diseño y evaluación de la viabilidad económica del sistema de calentamiento, consiste en analizar dos nuevos sistemas de calentamiento para al final seleccionar el diseño que mejor se ajuste por costo y eficiencia. Estos sistemas se definen que sea un sistema con quemador y serpentín sumergido y un sistema de caldera y serpentín sumergido.

En el análisis de los nuevos sistemas de calentamiento se inicia con el análisis termodinámico y de transferencia de energía que permitan calcular la eficiencia del sistema actual de calentamiento para utilizarlo como parámetro de comparación con los sistemas nuevos, este procedimiento se realizará con datos reales que se registren del proceso, luego se calculará las eficiencias de los nuevos sistemas operando con el equipo de quemador y caldera que se seleccionen, luego se

diseñará un sistema de control de temperatura del proceso junto con el diseño de nuevos tanques aislados térmicamente, en el diseño de los tanques se utilizará conceptos de mecánica de fluidos y mecánica de materiales, luego se definen los accesorios que necesiten los sistemas para su implementación con base en un estudio teórico y en experiencias de terceros y por último se calcula el costo de los sistemas para realizar un análisis de viabilidad económica utilizando como parámetro el flujo de caja que se produzca por el incremento en la eficiencia de los sistemas de calentamiento nuevos durante su vida útil estimada comparado con el sistema actual de calentamiento y asumiendo un comportamiento constante al actual en el volumen de la producción de la compañía con un determinado incremento por un aumento en la producción pronosticado para ICL y de esta manera elegir cuál de los dos sistemas aplica para la compañía.

5.1.2 Implementación de Gas Natural. El procedimiento a seguir para el análisis de la viabilidad económica de implementación del gas natural en la compañía ICL, consiste en inicialmente calcular el porcentaje de ahorro por cambiar de GLP a GN, luego se hace el análisis de la viabilidad económica utilizando como parámetro el porcentaje de ahorro por cambio de combustible aplicado al consumo de combustible del año anterior (2011) asumiendo que este consumo va hacer constante para los años próximos durante la vida útil del proyecto, con un determinado incremento por un aumento en la producción que se pronostique para ICL, de esta manera se conocerá si aplica el proyecto en ICL.

5.1.3 Sistema de transporte. El procedimiento a seguir para el desarrollo del diseño y evaluación económica del sistema de transporte del substrato por cada una de las estaciones del proceso de preparación, consiste en inicialmente diseñar un sistema de transporte mecánico utilizando conceptos de mecánica de materiales, una vez realizado el diseño se calcula el costo de los componentes y el ahorro que se genere por su implementación durante la vida útil del proyecto y con estos dos parámetros analizar la viabilidad económica de implementación y de esta manera definir si aplica el proyecto para ICL.

A todos los proyectos mencionados se le calcula la TIR y la VAN (conceptos de matemáticas financiera) que permiten calcular si el proyecto es viable, y en los proyectos del sistema de calentamiento y sistema de transporte que se analicen se representara gráficamente con modelos en 3D y planos de isométricos y vistas.

5.1.4 Informe. En cada una de las etapas del proceso se irán haciendo informes, conclusiones y recomendaciones parciales que al final se unificarán para al final presentar la propuesta que dará solución al objetivo general del proyecto.

6. CARACTERIZACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL DEL PROCESO DE PREPARACIÓN DE SUBSTRATOS

En esta sección se definen los diferentes componentes que hacen parte del sistema actual de preparación de superficies metálicas (substratos) previo al proceso de pintura electrostática, estos componentes son:

- Estaciones del proceso.
- Descripción de los tanques de preparación utilizados en el proceso.
- Descripción de los componentes físicos del sistema de calentamiento.

6.1 ESTACIONES DEL PROCESO

El proceso de preparación del substrato previo al proceso de pintura electrostática, consiste en pasar por una serie de estaciones al substrato, estas estaciones son:

- Decapado.
- Desoxidado.
- Desengrase.
- Enjuague activado.
- Fosfatado.
- Enjuague.

De las seis estaciones mencionadas, cuatro estaciones siempre se utilizan, estas estaciones son: desengrase, enjuague activado, fosfatado y enjuague, de estas cuatro estaciones, dos estaciones deben de tener una temperatura de operación de entre 50 ºC y 60 ºC, estas estaciones son: desengrasante y fosfatado.

El transporte de los componentes metálicos a preparar por cada una de las estaciones se hace de forma manual y los componentes de seguridad que se utilizan son: delantales plásticos, guantes plásticos, gafas de seguridad, botas pantaneras y mascarillas tapabocas.

6.1.1 Decapado. Se realiza a temperatura ambiente con un baño de agua más el químico acido, Kleanex EA15. El proceso de decapado se realiza cuando se utilizan componentes en chapa metálica HR. En este proceso se retira la capa de calamina presentes en el substrato, esta es una capa de impurezas que debe de retirarse para evitar que la pintura electrostática aplicada por aspersión, no se adhiera. El proceso consiste en sumergir el substrato en el baño y dejarlo inmerso

de 15 a 20 minutos y posteriormente frótalo a mano con ayuda de un trapo para que la calamina salga más rápido, este proceso también se realiza cuando la superficie metálica de lámina CR se encuentra demasiado oxidada y se sigue el mismo procedimiento anteriormente descrito con la diferencia que si se tiene una película de oxido muy gruesa en la pieza a preparar, esta se deja de 20 a 30 minutos. (Ver Figura 4).

Generalmente los componente en chapa metálica HR, hacen parte de ensambles unidos por soldadura y normalmente son componentes que tienen dobleces en su geometría, estos componentes antes de aplicarles la soldadura y en algunas ocasiones antes de ser doblados, se pasan por el proceso de decapado y después de ser decapados se enjuaga con agua pura para retirar presencia del químico acido a fin de evitar contaminación en el paso siguiente el cual consiste en sumergir y retirar instantáneamente al substrato en el baño de desengrase el cual es un químico alcalino y de esta manera se neutraliza al substrato (pasivación) evitando así presencia de acidez en el substrato que ataque su estructura.

La concentración de la carga inicial del baño según la ficha técnica del producto, es que este entre 50 y el 25% del contenido del baño.

Mantenimiento del Baño de decapado: la concentración del Kleanex EA 15 presente en el baño se controla por medio de una titulación de acidez total y determinación de hierro. Según la ficha técnica del producto, los puntos de control son:

- Puntos de acidez total (50 % V/V): 40 – 50 cc.
- Puntos de acidez total (25 % V/V): 20 – 30 cc.

Titulación de acidez total: el procedimiento que se realiza para la titulación de acidez total es:

- Revolver el baño del tanque, para que se homogenice la solución.
- Pipetear 10 ml del baño.
- Colocar los 10 ml del baño en un vaso de precipitados.
- Adicionar a la solución presente en el vaso de precipitados de 4 a 6 gotas de Fenolftaleína al 1%.
- En una bureta titular con de hidróxido de sodio (NaOH) 1.0 N hasta punto final rosa.

- Registrar el número de centímetros cúbicos gastados en el paso anterior, y por cada punto que haga falta para estar dentro de los valores del punto de control, adicionar 15 cc/l de Kleanex EA15 concentrado.

Determinación de Hierro: la determinación del hierro, consiste en mandar pruebas a laboratorio y cuando estas pruebas arrojen valores de concentración de hierro superiores a 75 g/l, el baño debe de cambiarse en su totalidad.

6.1.2 Desoxidado. Se realiza a temperatura ambiente con un baño de agua más el químico acido Gardacid OG. El proceso de desoxidado se realiza cuando los componentes de chapa metálica CR se encuentran con presencia de oxido muy superficial y también se utiliza en superficies que han sido decapadas previo a procesos de doblado y/o soldadura y que después de pasar por estos procesos la superficie adquiere oxido. Estos óxidos deben de eliminarse para evitar que la pintura electrostática aplicada no se adhiera completamente.

La concentración de la carga inicial del baño según la ficha técnica del producto, es que este entre 20 y el 30 % del contenido del baño. El tiempo que se deja sumergido las piezas metálicas es normalmente 10 minutos.

En la actualidad no se dispone de tanque de desoxidado, se está preparando el baño de desoxidado en un recipiente y la desoxidación se hace manualmente frotando el substrato con un trapo humedecido con la solución.

Mantenimiento del Baño de desoxidado: la concentración del Gardacid OG presente en el baño se controla por medio de una titulación de acidez total. Según la ficha técnica del producto, los puntos de control son:

- Puntos de acidez total (60 g/l): 24 – 25.

Titulación de acidez total: el procedimiento que se realiza para la titulación de acidez total es:

- Revolver el baño del tanque, para que se homogenice la solución.
- Pipetear 1 ml del baño.
- Adicionar 50 ml de agua limpia a la muestra en un vaso de precipitados.
- En una bureta adicionar 50 ml de hidróxido de sodio (NaOH) 0.1 N.
- Adicionar a la solución presente en el vaso de precipitados de 4 a 6 gotas de Fenolftaleína, después de esto la solución no cambia de color.

- Colocar el vaso de precipitado que contiene la muestra del baño debajo de la bureta y empezar a adicionar NaOH gota a gota hasta que la muestra se torne de color fucsia.
- Registrar el número de mililitros gastados en el paso anterior y para que el baño cumpla con la concentración recomendada, la puntuación debe estar entre 10 y 14 puntos, en el caso que esté por debajo de 10 puntos, se debe de adicionar una cantidad determinada en kg del químico Gardacid OG, hasta alcanzar la puntuación necesaria.

6.1.3 Desengrase. Se realiza a una temperatura del baño entre 50 y 55 ºC, con un baño de agua más el químico Gardoclean ST. El proceso de desengrase consiste retirar las partículas grasas y suciedad del substrato y hacer esta superficie más receptiva hacia al proceso de fosfato. (Ver Figura 5 y Figura 6).

La concentración de la carga inicial del baño según la ficha técnica del producto, es que por cada litro del baño, agregar al agua entre 30 a 60 gramos del químico y esta concentración se controla realizando titulaciones. El tiempo que se deja sumergido las piezas metálicas es normalmente 15 minutos.

Los controles que se hacen al baño de desengrasante son titulación y control de la temperatura por medio de un termómetro análogo con espiga metálica.

El baño de desengrase no se renueva sino que se hacen adiciones según lo determine la titulación y el mantenimiento que se le hace al baño es un decantado, que consiste en retirar los residuos que quedan de desengrasar las superficies metálicas, esta actividad se realiza aproximadamente cada 4 meses y el cambio del baño se determina mediante pruebas de laboratorio realizadas por el proveedor.

Mantenimiento del Baño de desengrasante: la concentración del Gardoclean ST presente en el baño se controla por medio de una titulación de alcalinidad la cual permite medir la acidez del baño, las indicaciones del proveedor del Gardoclean ST, especifica que para condiciones normales de operación de 45 g/l, los puntos de control son:

- Alcalinidad (45 g/l): 3 – 3.5 puntos.
- pH solución (45 g/l): 12 – 13.

El procedimiento que se realiza para la titulación de alcalinidad se puede hacer con el baño a temperatura ambiente o con la temperatura de operación y consiste en:

- Revolver el baño del tanque, para que se homogenice la solución.
- En una bureta adicionar 50 ml de acido clorhídrico (HCL).
- Pipetear 10 ml del baño de Gardoclean ST.
- Colocar los 10 ml del baño de Gardoclean ST en un vaso de precipitados.
- Adicionar a la solución presente en el vaso de precipitados de 4 a 6 gotas de Fenolftaleína, después de esto la solución adquiere un color rosado.
- Colocar el vaso de precipitado que contiene la muestra del baño debajo de la bureta y empezar a adicionar HCL gota a gota y agitando el vaso hasta que desaparezca el color rosado.
- Registrar el número de mililitros gastados en el paso anterior, si el valor es superior a 3.5 quiere decir que no es necesario adicionar Gardoclean ST y el baño se deja tal como esta, ahora si el valor es inferior a 3.5 entonces por cada punto que haga falta para llegar a 3.5 adicionar un valor Gardoclean ST en kilogramos de tal manera que la concentración del químico sea de 45 gramos por litro.

La titulación del baño de desengrasante se realiza cuando se va a iniciar un proceso de preparación y si el proceso de preparación dura más de dos días, esta titulación se hace cada dos días y si el volumen de superficies metálicas a preparar es considerable, la titulación se hace dos veces por día a diario.

6.1.4 Enjuague activado. Se realiza a temperatura ambiente con un baño de agua más el químico neutro Gardolene Z. La función de este enjuague además de eliminar los residuos dejados por el baño de desengrasante, es crear una capa en el substrato con propiedades aditivas, para hacer de la superficie una superficie más receptiva al proceso siguiente que es el fosfatado. (Ver Figura 5 y Figura 6).

La concentración de la carga inicial del baño se definió que por cada litro del baño se debe de agregar al agua 1 gramo del químico. El tiempo que se deja sumergido las piezas metálicas es normalmente de 1 minuto.

Los controles que se hacen al baño de enjuague activado, es un control del pH, el cual debe estar entre 8 y 9.

La renovación del baño se hace cuando se inicia un proceso de preparación nuevo, siempre y cuando haya pasado una semana desde la anterior preparación

de superficies metálicas y si el proceso de preparación es continuo el baño se renueva semanalmente y se hacen adiciones cada tres días igual a la mitad de químico que se suministra a un baño nuevo.

6.1.5 Fosfatado. Se realiza a una temperatura entre 50 y 55 ºC con un baño de agua más químico acido Gardobond ZN (Fosfato de zinc). La función de este baño es crear un recubrimiento en el substrato, este recubrimiento es una capa no metálica de fosfato de zinc que convierte el substrato de metal en una superficie inerte y uniforme la cual mejora la unión de la pintura, minimiza reacciones debajo de la capa de pintura y mejora la resistencia a la corrosión de toda la pieza final en su totalidad. (Ver Figura 5 y Figura 6).

La concentración de la carga inicial del baño se determina como lo específica la ficha técnica, la cual define que por cada litro del baño, agregar al agua entre 30 y 50 g del químico y seguidamente adicionar 0.6 g de Nitrito de Sodio (acelerante) por litro de baño, la concentración se controla mediante titulaciones. El tiempo que se deja sumergido las piezas metálicas en el baño está entre 5 y de 7 min.

El baño de fosfato no se renueva sino que se hacen adiciones según lo determine la titulación y el mantenimiento que se le hace al baño es titulación y un decantado que consiste en retirar los residuos que quedan producto del uso normal de la estación del proceso, esta actividad se realiza a diario en los días en que se está preparando substratos.

Mantenimiento del Baño de fosfato: la concentración del Gardobond ZN (Fosfato de zinc) presente en el baño se controla por medio de una titulación de acidez total y chequeo del nivel del acelerante. Siguiendo las indicaciones del proveedor del Gardobond ZN (Fosfato de zinc), el cual especifica que para condiciones normales de operación de 45 g/l, los puntos de control son:

- Puntos de acidez total (45 g/l): 22 – 24.
- pH solución (60 g/l): 3.5.
- Puntos de acelerante (AEG) (45 g/l): 2 – 3.

Titulación de acidez total: el procedimiento que se realiza para la titulación de acidez total se puede hacer con el baño a temperatura ambiente o con la temperatura de operación y consiste en:

- Revolver el baño del tanque, para que se homogenice la solución.

- En una bureta adicionar 50 ml de hidróxido de sodio (NaOH).
- Pipetear 10 ml del baño.
- Colocar los 10 ml del baño en un vaso de precipitados.
- Adicionar a la solución presente en el vaso de precipitados de 4 a 6 gotas de Fenolftaleína, después de esto la solución no cambia de color.
- Colocar el vaso de precipitado que contiene la muestra del baño debajo de la bureta y empezar a adicionar NaOH gota a gota hasta que la muestra se torne de color fucsia.
- Registrar el número de mililitros gastados en el paso anterior, si el valor es superior a 22 quiere decir que no es necesario adicionar Gardobond ZN y el baño se deja tal como esta, ahora si el valor es inferior a 22 entonces por cada punto que haga falta para llegar a 22 adicionar un valor Gardobond ZN en kilogramos de tal manera que la concentración del químico sea de 45 gramos por litro.

Puntos de acelerante (AEG): el procedimiento que se realiza para controlar la concentración del acelerante se debe de hacer con el baño a temperatura de operación y consiste en:

- Revolver el baño del tanque, para que se homogenice la solución.
- Llenar el aparato de evolución de gases (AEG) con una muestra de baño casi en su totalidad, llenar hasta aproximadamente la mitad de la geometría esférica de el AEG.
- Adicionar aproximadamente 2 gramos de ácido sulfámico y sostener el AEG en posición vertical.
- Después de 15 segundos leer en la calibración el volumen de gas evolucionando y registrarlo como el puntaje o nivel del acelerante.
- El nivel del acelerante debe de estar 1.5 y 2, si la muestra del baño está por debajo de este valor, entonces ajustar el nivel del acelerante mediante la adición de Nitrito de Sodio, teniendo en cuenta que por cada 2 gramos adicionados a un litro de baño, el nivel del acelerante aumenta en un punto.

La titulación del baño de fosfato junto con la del acelerante se realiza cuando se va a iniciar un proceso de preparación nuevo y si el proceso de preparación es continuo la titulación se hace cada dos días al fosfato y a diario al nitrito.

6.1.6 Enjuague. En esta fase se enjuaga con agua a temperatura ambiente los componentes que pasaron por el proceso de fosfatado y es aquí donde queda listo el componente para pasar al proceso de pintura electrostática. (Ver Figura 5 y Figura 6).

El procedimiento consiste en sumergir la pieza a preparar en el tanque de enjuague, se agita e inmediatamente se retira del baño.

La renovación del baño consiste en que al principio de cada semana de semanas que se estén preparando superficies, se renueva completamente el baño y durante el enjuague de los componentes se hace una renovación parcial permanente, que consiste en introducir una manguera abierta en el tanque haciendo que el agua se rebose y de esta manera se renueve.

6.2 TANQUES PARA LAS ESTACIONES DE PREPARACIÓN

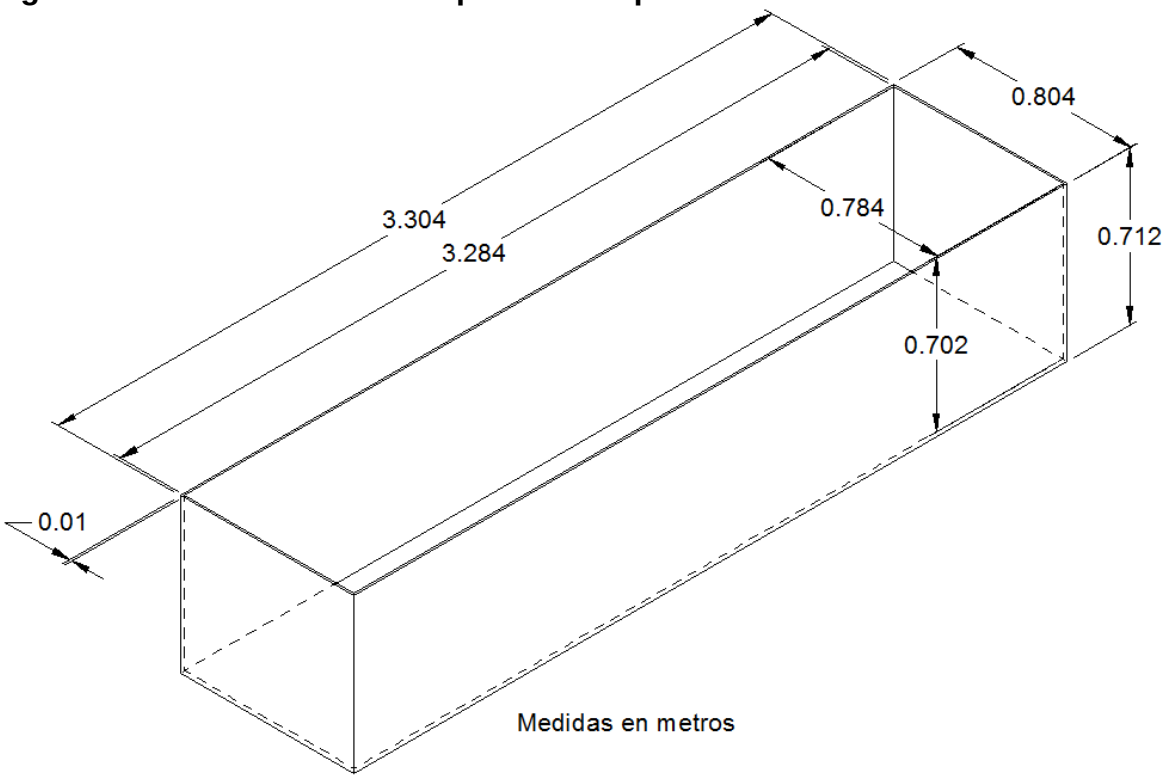
Cada estación del proceso de preparación de substratos dispone de un tanque, este tanque contiene el baño que es una solución compuesta por un determinado químico según la aplicación, disuelto en un volumen de agua.

6.2.1 Tanque de preparación para la estación de decapado y desoxidado. El tanque de preparación para decapado, es un tanque construido con chapa metálica HR A-36 de espesor 2.0 mm, este tanque está provisto de un recubrimiento interno de fibra de vidrio en todas sus caras, las dimensiones se ilustran en la Figura 2.

La altura máxima de llenado del tanque teniendo en cuenta un espacio para rebose es de 0.575 m internos, lo que nos da una capacidad útil de 1.52 m^3. En la actualidad el tanque tiene una altura de llenado de 0.20 m internos, lo que nos da un volumen de baño de 0.53 m^3. (Ver Figura 4).

Para la estación de desoxidado existe un recipiente que no es un tanque como los que tienen las otras estaciones, pero a un futuro cercano la compañía ICL construirá un tanque para desoxidado igual al tanque de la estación de decapado.

Figura 2. Dimensiones del tanque de Decapado



6.2.2 Tanques de preparación para las estaciones de desengrase, enjuague activado, fosfatado y enjuague final. Los tanques para las cuatro estaciones que siempre se utilizan están construidos con chapa metálica HR A-36 de espesor 2.0 mm, las dimensiones se ilustran en la Figura 3.

Para estas estaciones se tienen dos tamaños de tanques, de la siguiente manera:

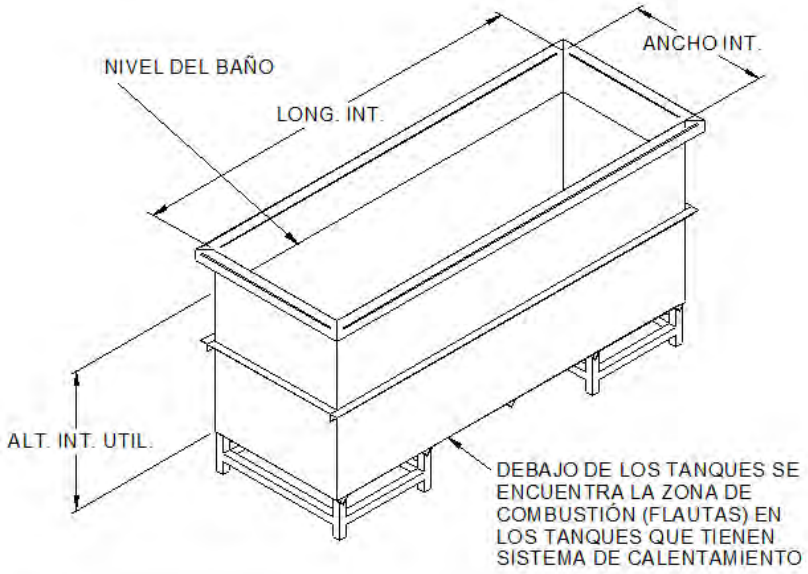
Cuatro tanques con una altura máxima de llenado teniendo en cuenta un espacio para rebose es de 0.575 m internos aproximados, lo que nos da una capacidad útil de 0.8 m^3. Estos tanques se denominan “Tanques de 0.8 m^3”. (Ver Figura 5).

Cuatro tanques con una altura máxima de llenado teniendo en cuenta un espacio para rebose es de 0.97 m internos aproximados, lo que nos da una capacidad útil de 2.56 m^3. Estos tanques se denominan “Tanques de 2.56 m^3”. (Ver Figura 6).

Los tanques de las estaciones de desengrasante y fosfatado, están provistos de un sistema de calentamiento (ver sección 6.3).

Para la elección del tamaño de los tanques cuando se van a preparar substratos, se tienen diferentes criterios, como son tamaño y/o geometría del substrato, cantidad del lote a preparar y tiempo que se disponga para la preparación del substrato.

Figura 3. Dimensiones de los tanques de desengrasante, enjuague activado, fosfato y enjuague final



TANQUE	LONG. INT. (M)	ANCHO INT. (M)	ALT. INT. UTIL (M)
CAP. UTIL 0,80m^3	2,000	0,700	0,575
CAP. UTIL 2,56m^3	3,300	0,800	0,970

Figura 4. Tanque de Decapado

Figura 5. Tanques de 0.8 m³ de desengrasante, enjuague activado, fosfatado y enjuague

Figura 6. Tanques de 2.56 m³ de desengrasante, enjuague activado, fosfatado y enjuague

6.3 SISTEMA DE CALENTAMIENTO

El sistema de calentamiento para la preparación del substrato previo al proceso de pintura electrostática, tiene como combustible al gas propano líquido (GLP) y consta de los siguientes componentes:

- Tanques de almacenamiento de combustible.
- Líneas de tubería de conducción del combustible.
- Tanques de preparación.

El sistema de calentamiento tiene dos tanques de almacenamiento del combustible, uno con una capacidad de 80 galones y otro con una capacidad de 120 galones, cuando estos tanques se cargan de GLP, se hace al 80 % de la capacidad de almacenamiento por motivos de seguridad, es decir que el contenido real de combustible es de 64 y 96 galones respectivamente. El tanque de cap. 120 galones está provisto de un instrumento de medición que mide el porcentaje de volumen del combustible y a ambos tanques están conectados a un regulador de presión que está provisto de un manómetro análogo que mide la presión de salida en psig. (Ver Figura 7, Figura 8 y Figura 9).

Figura 7. Tanques de almacenamiento de combustible

Figura 8. Medidor de porcentaje de volumen de combustible del tanque de capacidad 120 gln

Figura 9. Manómetro que mide la presión de salida del combustible de los tanques de combustible

Todas las líneas de tubería para gas del sistema son de diámetro nominal de 1/2”, estas líneas conducen el combustible desde los tanques de almacenamiento hasta cada uno de los tanques con sistema de calentamiento.

De los tanques de almacenamiento de combustible sale una línea principal, esta línea posteriormente se divide en dos líneas, cada sub-línea alimenta de combustible a los tanques de preparación con sistema de calentamiento de 0.8 m^3 y 2.56 m^3 respectivamente. Cada tanque de preparación con sistema de calentamiento está provisto de tres líneas de tubería que están ubicados por la parte inferior del tanque, iniciando por uno de los extremos y finalizando en el extremo opuesto del tanque, estas líneas se conectan a la sub-línea de combustible a la cual le pertenece (ver Figura 10).

El flujo de combustible es regulado por medio de válvulas, cada sub-línea tiene una válvula y cada una de las tres líneas de combustible que están debajo de los tanques de preparación con sistema de calentamiento tiene válvula instalada.

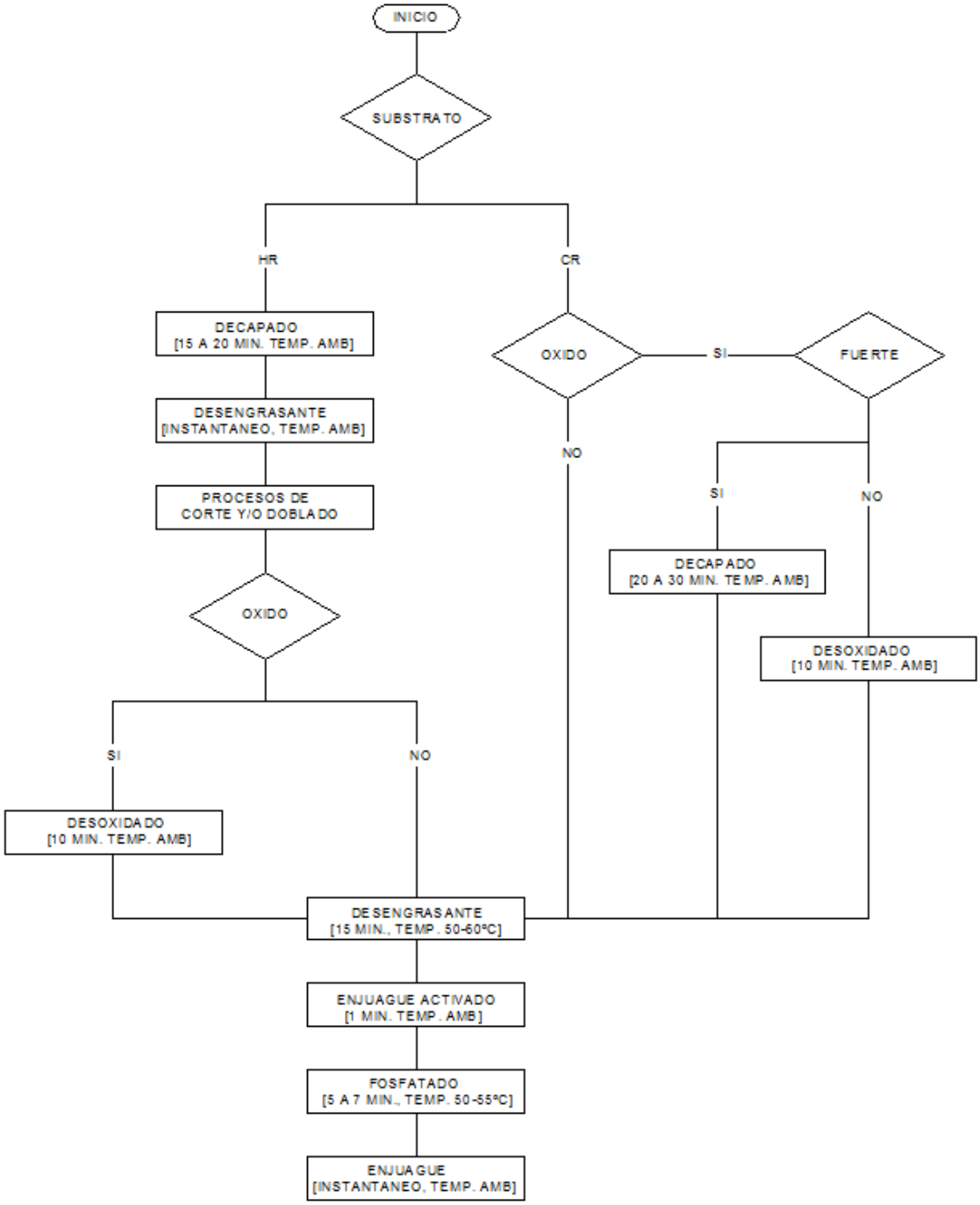
Figura 10. Líneas de tubería de combustible ubicado por debajo de los tanques de preparación de cap. 2.56 m^3, con sistema de calentamiento

El procedimiento para calentar los tanques de preparación con sistema de calentamiento, consiste en abrir la válvula de uno de los dos tanques de almacenamiento de gas, una vez se tiene el combustible en las líneas, se abren las válvulas de las tres líneas que están por debajo del tanque de 0.8 m^3 o 2.56 m^3 a calentar, estos tubos están provistos de perforaciones a todo lo largo del tubo y una vez se tienen combustible circulando por ellos se procede a generar la llama con un mechero encendido, la intensidad de la llama se controla por medio de las válvulas que están al inicio de cada uno de estos tres tubos, esta llama calienta la parte inferior del tanque, transfiriendo calor por convección y radiación a la base inferior del tanque y esta a su vez por conducción al baño presente en el tanque.

Una vez se alcanza la temperatura de operación establecida según fichas técnicas de los químicos utilizados en los baños, el procedimiento que se sigue para mantener la temperatura, es cerrar dos de las tres válvulas quedando de esta manera una línea encendida, luego sí la temperatura desciende demasiado se

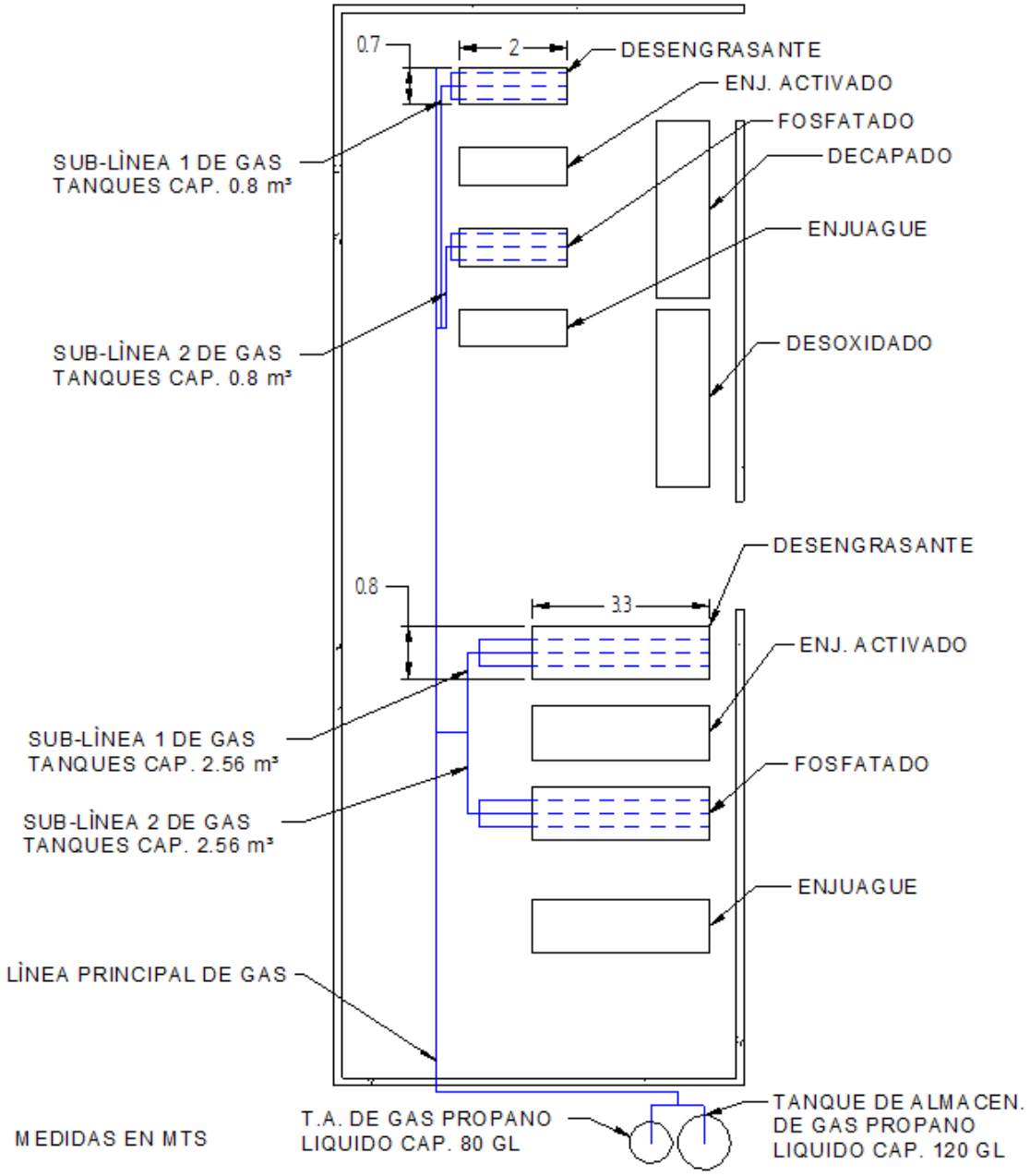
abre dos o las tres válvulas según se requiera para subir la temperatura nuevamente y si por el contrario la temperatura sobrepasa el valor máximo entonces se cierran las tres válvulas.

Figura 11. Flujo-grama de las estaciones de preparación del substrato



Con el sistema de calentamiento actual, los tanques pequeños demoran aproximadamente 5 horas en alcanzar la temperatura de operación (normalmente se enciende el sistema entre 6:00 y 8:00 am) y los tanques grandes demoran aproximadamente 15 horas en alcanzar la temperatura de operación (normalmente se encienden el sistema entre las 4:00 y 6:00 pm).

Figura 12. Esquema del área de distribución del proceso de preparación previo al proceso de pintura electrostática.



7. ANÁLISIS DEL SISTEMAS DE CALENTAMIENTO ACTUAL

A fin de evaluar nuevos sistemas de calentamiento, se calculará la eficiencia del sistema de calentamiento actual de los tanques que contienen el baño para preparación de substratos, de la compañía ICL SAS, los cálculos se realizan utilizando registros tomados del proceso.

La metodología a seguir es inicialmente calcular la energía que necesitan los baños de 0.8 m^3 y 2.56 m^3 para subir la temperatura desde 20 ºC (temperatura ambiente) hasta la temperatura mínima de operación igual a 50 ºC, una vez se tengan estos valores se calcula la energía que realmente consumieron los baños para de esta manera calcular la eficiencia del sistema de calentamiento en cada tamaño de tanque y por último calcular el costo del combustible consumido.

7.1 ENERGÍA REQUERIDA POR EL BAÑO DE 0.8 M^3 Y 2.56 M^3 CON SISTEMA DE CALENTAMIENTO

En esta sección se calcula la energía requerida por el baño de los tanques con sistema de calentamiento, en el proceso de subir la temperatura del baño desde 20 ºC hasta 50 ºC, en los cálculos se incluye la energía necesaria para elevar la temperatura de la superficie metálica del tanque de 20 ºC a 50 ºC, la ecuación utilizada en el cálculo es un balance de energía, de la siguiente forma:

$$\boldsymbol{Q = mCp\Delta T\ (kJ)}$$

Incluyendo la masa de la estructura metálica del tanque en la ecuación anterior se obtiene:

$$Q = (m_{baño} Cp_{baño} \Delta T) + \left(m_{tanque}\ Cp_{tanque}\ \Delta T\right)\ (kJ)$$

Donde:

$$\boldsymbol{m = DV\ (kg)}$$

- Q: Cantidad neta de la transferencia de calor que entra al sistema (kJ).
- m: Masa (kg).
- Cp: Calor especifico (kJ/kg. ºC).
- ∆T: Diferencial de temperaturas (ºC).
- D: Densidad (kg/m^3).
- V: Volumen (m^3).

En donde las propiedades físico-químicas del combustible, del baño (químico diluido en un gran volumen de agua) y del tanque de preparación, son[5]:

- Densidad del propano líquido (ρ), a 1 atm y 20 ºC: 500 kg/m^3.
- Poder calorífico inferior del propano (Pc), a 20 ºC y 1 atm: 46340 kJ/kg.
- Densidad del agua (ρ), a 25ºC: 997 kg/m^3.
- Calor especifico del agua (Cp), a 25ºC: 4.18 kJ/kg.K.
- Calor especifico del acero dulce a temperatura ambiente (Cp): 0.5 kJ/kg.K (Cp del acero dulce).

Con relación a las temperaturas, se define que la temperatura inicial es igual a la temperatura ambiente que para el caso de estudio su valor es 20 ºC y la temperatura final se define de 50 ºC, que es el límite inferior del rango de la temperatura de operación.

Con los parámetros anteriores la energía que requieren los baños es:

Para el baño de 0.8 m^3:

$$m_{baño} = DV = 997\ kg/m^3 \times 0.8\ m^3 = 797.60\ (kg)$$

$$m_{tanque} = 128.37\ (kg)$$

Sustituyendo valores en la ecuación del balance de energía, se obtiene:

$$Q = (797.60\ kg \times 4.18\ kJ/kg.℃ \times (50-20)℃) + (128.37\ kg \times 0.5\ kJ/kg.℃ \times (50-20)\ ℃)$$

$$\boldsymbol{Q_{tanque\_0.8m^3} = 101944.59\ kJ}$$

Para el baño de 2.56 m^3:

$$m_{baño} = DV = 997\ kg/m^3 \times 2.56\ m^3 = 2552.32\ (kg)$$

$$m_{tanque} = 220.86\ (kg)$$

Sustituyendo valores en Q, se obtiene:

$$Q = (2552.32\ kg \times 4.18\ kJ/kg.℃ \times (50-20)℃) + (220.86\ kg \times 0.5\ kJ/kg.℃ \times (50-20)℃)$$

[5] CENGEL, Yonus A., & Boles, M.A. Termodinámica. Quinta edición. México: McGraw-Hill Interamericana, 2006. 988 p.

$$Q_{tanque\_2.56m^3} = 323373.83\ kJ$$

Es decir que para subir la temperatura de 20 ºC a 50 ºC al baño de 0.8 m^3 se requieren **101944.59 kJ** y para el baño de 2.56 m^3 se requieren **323373.83 kJ.**

7.2 ENERGÍA SUMINISTRADA AL BAÑO CON SISTEMA DE CALENTAMIENTO

En esta sección se calculará el consumo real de combustible del sistema de calentamiento de los tanques de preparación, en el proceso de subir la temperatura del baño (desengrasante y fosfato) de 20 ºC a 50 ºC.

Los datos de entrada son:

- El volumen contenido en el tanque de almacenamiento de combustible de 120 gln (real 96 gln, ver Figura 7) antes de iniciar el calentamiento del baño del tanque de preparación, y una vez alcanzada la temperatura mínima de operación.
- Tiempo que demora el baño en alcanzar la temperatura de operación de 50 ºC.
- La presión de salida del combustible de los tanques de almacenamiento de combustible registrada por el manómetro instalado en el regulador de gas propano que está a la salida de estos tanques (ver Figura 9).

Con respecto al tiempo en que demoran los baños en alcanzar la temperatura de operación, se hizo un registro de cada uno de los baños (0.8 m^3 y 2.56 m^3) con el fondo del tanque limpio, es decir libre de incrustaciones que afectarán la transferencia de calor de la fuente.

Las ecuaciones utilizadas en el cálculo de la energía consumida por el baño, son:

$$E_{combustible} = m_{combustible} \times Pc_{combustible}\ (kJ)$$

$$m_{combustible} = D_{combustible} \times V_{combustible}\ (kg)$$

Donde:

- E: Energía aportada por el combustible.
- $m_{combustible}$: Masa del combustible consumido.
- $Pc_{combustible}$: 46340 kJ/kg (Poder calorífico inferior del propano líquido).

- $D_{combustible}$: 500 kg/m^3 (Densidad del propano líquido).
- $V_{combustible}$: Volumen del gas propano liquido consumido.

7.2.1 Energía suministrada por el sistema de calentamiento al baño de 0.8 m^3.

Datos iníciales:

- 80%: Volumen inicial del combustible (7:20 am).
- 75%: Volumen del combustible cuando el baño (desengrasante y fosfato). alcanzaron la temperatura de operación de 50 ºC (12:00 pm).
- 9 psig: Presión de salida del combustible del tanque de combustible.
- 20 ºC: Temperatura inicial del baño.
- 50 ºC: Temperatura mínima de operación del baño que se requiere para poder iniciar la preparación del substrato.

Análisis:

Para calcular los galones de combustible consumido, se tiene presente que el tanque de combustible de capacidad 120 gln se llena al 80% es decir que el tanque lleno tiene un contenido real de 96 gln, entonces se aplica la siguiente relación:

$$\frac{96\ gl}{80\%} = \frac{Xgl}{(80-75)\%} \rightarrow X = \ 6\ gl\ donde: \mathbf{6\ gln = 0.0227\ m^3}$$

Es decir que **0.0227m^3** de gas propano fueron consumidos por los dos tanques con sistema de calentamiento (Desengrase y Fosfatado) cuando se subió la temperatura del baño de 20 ºC a 50 ºC.

Ahora la masa de 0.0227 m^3 de GLP equivale a:

$$m_{combustible} \ = D_{combustible} \ \times V_{combustible} \ = 500\ kg/m^3 \times 0.0227\ m^3 = \mathbf{11.3500\ kg}$$

Es decir que **11.3500 kg** de gas propano fueron consumidos por los dos tanques con estaciones de calentamiento (Desengrasante y Fosfatado) cuando se subió la temperatura de 20ºC a 50 ºC.

Sustituyendo el valor de la masa de combustible en la ecuación que calcula la energía aportada por un combustible, se obtiene:

$$E_{combustible} = m_{combustible} \times Pc_{combustible} \quad (kJ)$$

$$E_{combustible} = 11.3500\ kg \times 46340\ kJ/kg = \mathbf{525959.0000\ kJ}$$

$$E_{combustible} = 525959.0000 \div 2 = \mathbf{262979.5000\ (kJ)}$$

Es decir que **525959.00 kJ** fueron aportados por la masa de gas propano quemada en el proceso de subir la temperatura del baño de los dos tanques de 0.8 m^3 (Desengrase y Fosfatado) de 20 º C hasta 50 ºC, es decir que para un tanque (Desengrase o Fosfato) la energía aportada por el combustible quemado fue de **262979.50 kJ**.

7.2.2 Energía suministrada por el sistema de calentamiento al baño de 2.56 m^3.

Datos iníciales:

- 70%: Volumen inicial del combustible (4:30 pm).
- 54%: Volumen final del combustible cuando el baño (desengrasante y fosfato). alcanzaron la temperatura de operación de 50 ºC (7:30 pm del día siguiente).
- 9 psig: Presión de salida del combustible del tanque de combustible.
- 20 ºC: Temperatura inicial del baño.
- 50 ºC: Es el límite inferior del rango de la temperatura de operación del baño que se requiere para poder iniciar la preparación del substrato.

Análisis:

Para calcular los galones de combustible consumido, se tiene presente que el tanque de combustible de capacidad 120 gln se llena al 80% es decir que el tanque lleno tiene un contenido de 96 gln, entonces se aplica la siguiente relación:

$$\frac{96\ gl}{80\%} = \frac{Xgl}{(70-54)\%} \rightarrow X = 19.2\ gl\ donde: \mathbf{19.2\ gln = 0.0727\ m^3}$$

Es decir que **0.0727 m^3** de gas propano fueron consumidos por los dos tanques de 2.56 m^3 con sistema de calentamiento (desengrasante y fosfatado) cuando se subió la temperatura del baño de 20 ºC a 50 ºC.

Sustituyendo el valor de la masa de combustible en la ecuación que calcula la energía aportada por un combustible, se obtiene:

$$m_{combustible} = D_{combustible} \times V_{combustible} = 500\ kg/m^3 * 0.0727\ m^3 = \mathbf{36.3500\ kg}$$

Es decir que **36.35 kg** de gas propano fueron consumidos por los dos tanques de 2.56 m^3 con sistema de calentamiento (desengrasante y fosfatado) cuando se subió la temperatura del baño de 20 ºC a 50 ºC.

Sustituyendo el valor de la masa de combustible en la ecuación que calcula la energía aportada por un combustible, se obtiene:

$$E_{combustible} = m_{combustible} \times Pc_{combustible} \quad (kJ)$$

$$E_{combustible} = 36.3500\ kg \times 46340\ kJ/kg = \mathbf{1684459.0000\ kJ}$$

$$E_{combustible} = 1684459.0000 \div 2 = \mathbf{842229.5000\ kJ}$$

Es decir que **1684459 kJ** fueron aportados por la masa de gas propano quemada en el proceso de subir la temperatura del baño de los dos tanques (desengrasante y fosfatado), de 20 ºC hasta 50 ºC, es decir que para un tanque la energía aportada por el combustible quemado fue de **842229.5 kJ**.

7.3 TRANSFERENCIA DE ENERGÍA DEL SISTEMA DE CALENTAMIENTO AL BAÑO

En esta sección se calculará la transferencia de energía térmica de la fuente, es decir de la zona de combustión al tanque que contiene el baño a calentar, desde una temperatura ambiente igual a 20 ºC hasta una temperatura de operación de 50 ºC. Estos cálculos se hacen con los datos que se tienen de un solo tanque (desengrasante ó fosfatado).

La ecuación utilizada es:

$$\boldsymbol{Q = \dot{Q}\Delta t\ (kJ)}$$

Donde:

- Q: Es la cantidad calor o energía térmica suministrado por la fuente durante el proceso. La unidad utilizada es el (kJ).
- $\dot{Q}$: Es la transferencia de calor o energía térmica por unidad de tiempo, de la fuente durante el proceso. La unidad utilizada es el (kJ/s).
- Δt: Es la diferencia, entre el tiempo final e inicial del proceso durante el cual se transfirió calor. La unidad utilizada es el (s).

7.3.1 Transferencia de energía al baño de 0.8 m^3.

Datos iníciales:

- Δt = 4 horas con 40 minutos (16800 s). Tiempo en que demoro el baño del tanque de 0.8 m^3 en subir la temperatura de 20 ºC hasta 50 ºC, una vez se inicio la combustión del gas propano.
- Q = 262979.5 kJ. Energía aportada por la combustión de la masa del gas propano durante el proceso de calentamiento de uno de los baños (desengrasante o fosfatado) de 20 a 50 ºC del tanque de 0.8 m^3, calculada en la sección 7.2.1.

Sustituyendo los valores anteriores en la siguiente ecuación de energía se obtiene:

$$Q = \dot{Q}\Delta t\ (kJ)$$

$$\boldsymbol{\dot{Q} = Q/\Delta t = 262979.5000\ kJ/16800\ s = 15.6500\ kJ/s = 15650\ W}$$

7.3.2 Transferencia de energía al baño de 2.56 m^3.

Datos iníciales:

- Δt = 15 horas (54000 s). Tiempo en que demoro el baño del tanque de 2.56 m^3 en subir la temperatura de 20 ºC hasta 50 ºC, una vez se inicio la combustión del gas propano.
- Q = 842229.5 kJ. Energía aportada por la combustión de la masa del gas propano durante el proceso de calentamiento de uno de los baños (desengrasante o fosfatado) de 20 a 50 ºC del tanque de 2.56 m^3, calculada en la sección 7.2.2.

Sustituyendo los valores anteriores en la siguiente ecuación de energía se obtiene:

$$Q = \dot{Q}\Delta t\ (kJ)$$

$$\boldsymbol{\dot{Q} = Q/\Delta t = 842229.5\ kJ/54000\ s = 15.5968\ kJ/s = 15597\ W}$$

7.4 EFICIENCIA DEL SISTEMA DE CALENTAMIENTO

En esta sección se calcula la eficiencia de primera ley del sistema de calentamiento de los tanques de preparación con baños que requieren de

calentamiento, el parámetro utilizado es la relación existente entre el calor o energía térmica utilizada por el baño para subir la temperatura de 20 ºC a 50 ºC y el calor o energía térmica que suministro la masa de combustible que se quemo, los datos utilizados son los datos obtenidos para un baño (desengrasante o fosfato).

La ecuación utilizada es:

$$\boldsymbol{n = \frac{Energía\ utilizada}{Energía\ suministrada}}$$

Donde:

- $n =$ Eficiencia de primera ley del sistema de calentamiento.
- Energía utilizada: Es la energía o calor que necesita el baño para subir su temperatura.
- Energía suministrada: Es la energía que suministro el combustible quemado durante el proceso de aumento de temperatura.

7.4.1 Eficiencia del sistema de calentamiento del baño de 0.8 m^3. Según los cálculos realizados en la sección 7.1, la eficiencia del sistema de calentamiento del baño de 0.8 m^3 es:

$$\boldsymbol{n_{TQ\_0.8} = \frac{Energía\ utilizada}{Energía\ suministrada} = \frac{101944.5900}{262979.5000} = 0.3876 = 38.80\ \%}$$

7.4.2 Eficiencia del sistema de calentamiento del baño de 2.56 m^3. Según los cálculos realizados en la sección 7.1, la eficiencia del sistema de calentamiento del baño de 2.56 m^3 es:

$$\boldsymbol{n_{TQ\_2.56} = \frac{Energía\ utilizada}{Energía\ suministrada} = \frac{323373.8300}{842229.5000} = 0.3839 = 38.40\ \%}$$

7.5 COSTO DEL COMBUSTIBLE UTILIZADO POR EL SISTEMA DE CALENTAMIENTO

El consumo de combustible (GLP) en la etapa de calentamiento utilizado por el sistema de calentamiento actual, se obtiene utilizando los registros tomados del proceso, del tiempo en que demoran los tanques de 0.8 m^3 y 2.56 m^3 en alcanzar la temperatura mínima de operación de 50 ºC (rango de 50 ºC a 55 ºC).

Según cálculos anteriores, el consumo de combustible en galones de los tanques de 0.8 m^3 y 2.56 m^3, es:

- Para dos tanques de 0.8 m^3 (desengrasante y fosfatado), el consumo de combustible es igual a 6 galones, es decir que para un tanque el consumo es igual a 3 galones.
- Para dos tanques de 2.56 m^3 (desengrasante y fosfatado), el consumo de combustible es igual a 19.2 galones, es decir que para un tanque el consumo es igual a 9.6 galones.

Con la anterior información, el consumo de combustible para los tanques de 0.8 m^3 y 2.56 m^3, se calcula con la siguiente ecuación:

$$\boldsymbol{Costo = Valor\ por\ gln\ de\ GLP \times gln\ consumidos\ por\ el\ sistema}$$

Donde el costo actual por galón de GLP para el año 2012 es de $ 3285.10.

Sustituyendo valores en la ecuación del costo, se obtiene:

$$Costo_{GLP\_TQ0.8} = \$3285.10 \times 3.00\ gln = \$\ 9855.30\ (Para\ un\ tanque)$$

$$Costo_{GLP\_TQ2.56} = \$3285.10 \times 9.60\ gln = \$\ 31536.96\ (Para\ un\ tanque)$$

Para dos tanques (Desengrasante y fosfatado) el costo es:

$$Costo_{GLP\_TQ0.8} = \$\ 9855.30 \times 2 = 19710.60\ (Para\ dos\ tanques)$$

$$Costo_{GLP\_TQ2.56} = \$\ 31536.96 \times 2 = 63073.92\ (Para\ dos\ tanques)$$

Ver resume de resultados del capítulo 7 en el Cuadro 1.

Cuadro 1. Valores de los cálculos realizados al sistema actual de calentamiento en el proceso de subir la temperatura del baño de 20 ºC a 50 ºC.

Titulo	Para un baño		Para dos baños	
	0.8 m^3	**2.56 m^3**	**0.8 m^3**	**2.56 m^3**
Energía necesaria	101944.5900 kJ	323373.8300 kJ	203889.1800 kJ	646747.6600 kJ
Energía suministrada	262979.5000 kJ	842229.5000 kJ	525959.0000 kJ	1684459.0000 kJ

Cuadro 1. (Continuación)

Titulo	Para un baño		Para dos baños	
	0.8 m^3	**2.56 m^3**	**0.8 m^3**	**2.56 m^3**
Transferencia de energía	15.6500 kJ/s	15.5997 kJ/s	31.3000 kJ/s	31.1994 kJ/s
Eficiencia	38.80 %	38.40 %	38.80 %	38.40 %
Costo del combustible en la etapa de calentamiento	$ 9855.30	$ 31536.96	$ 19710.60	$ 63073.92

8. NUEVOS SISTEMAS DE CALENTAMIENTO A EVALUAR

En esta sección se evaluaran dos sistemas, a fin de tener los parámetros de selección de mejor sistema. Los sistemas a evaluar son:

- Sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido.
- Sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido.

8.1 SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON QUEMADOR Y SERPENTÍN SUMERGIDO

Dentro de los dos sistemas nuevos a evaluar, con el fin de de seleccionar la mejor opción en la optimización del sistema de calentamiento, se analiza un diseño de un sistema de calentamiento (sc) con quemador y serpentín sumergido, que es el sistema que se desarrolla en esta sección, el otro sistema es un sistema de calentamiento (sc) con caldera y serpentín sumergido, este sistema se presenta en la sección 8.2.

Un sistema de calentamientos de baños de tanques de preparación de substratos previo a un proceso de pintura electrostática con quemador y serpentín sumergido, consiste en un quemador instalado al tanque de preparación y a la salida del tubo del quemador se le acopla un serpentín, quedando este sumergido en el baño y fluyendo por este el aire caliente que transfiere la energía al fluido del proceso.

El procedimiento a seguir para el análisis del sistema de quemador y serpentín sumergido consiste en:

- Calcular el requerimiento de energía de los tanques.
- Calcular las pérdidas de energía que se producen por las superficies laterales, superior e inferior de los tanques.
- Seleccionar la capacidad del quemador.
- Calcular el dimensionamiento del serpentín.
- Calcular la eficiencia del sistema quemador y serpentín, para el sitio de instalación.
- Calcular el tiempo que invierte el sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido en subir la temperatura al baño de 20 ºC a 50 ºC.
- Calcular el costo del combustible del sistema de calentamiento quemador y serpentín sumergido.

8.1.1 Energía requerida por el baño con sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido. Para un sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, para el caso de estudio, se debe de definir un nuevo tamaño de tanque comparado con el tamaño de los tanques actuales, porque el diámetro del tubo por donde sale el aire de los quemadores industriales que aplique para el caso de estudio, es de un diámetro de 4” (101.6 mm), es decir que el diámetro del serpentín debe de ser mínimo de 5” (127 mm), quiere decir que la altura del tanque debe ser mayor para compensar la altura que ocuparía el serpentín mas los espacios que se deben de disponer para instalar una base para el serpentín y una base protectora del serpentín que estaría por arriba del serpentín.

Se define que debe de existir una altura de 200 mm, para el espacio que ocupa el serpentín junto con las bases inferior y superior antes mencionadas, con base en este parámetro, se determina un nuevo tamaño de tanques realizando un análisis de la geometría de las piezas que se preparan en el proceso de preparación de substratos, luego de este análisis se llega a la conclusión que se conserva el ancho y largo de los tanques actuales y solo se modifica la altura, como se tienen dos tamaños de tanques (tanques pequeños y tanques grandes), entonces se define que los tanques pequeños quedan con un ancho de 0.7 m, un largo de 2 m, una altura del baño de 0.7 m y una altura total (por el rebose) de 0.85 m, ahora las dimensiones para los tanques grandes serían de 0.8 m de ancho, 3.3 m de largo, 1.05 m altura del baño y 1.2 m altura total, con las anteriores dimensiones, los volúmenes de los tanques serian de 0.98 m^3 para los tanques pequeños y 2.77 m^3 para los tanques grandes (ver Figura 13).

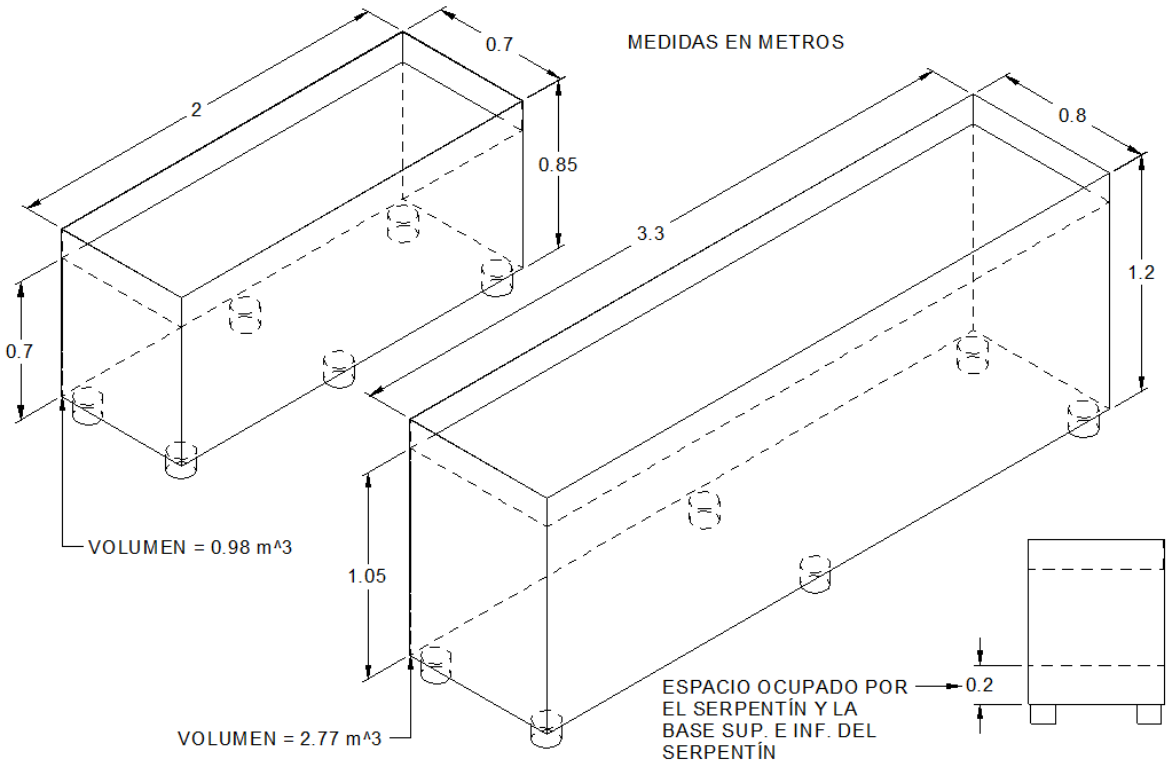
Una vez definido el tamaño de los tanques, se inicia el cálculo de la energía requerida por el baño de los tanques con sistema de calentamiento, en el proceso de subir la temperatura desde 20 ºC (temperatura ambiente promedio) hasta la temperatura mínima de operación igual a 50 ºC, en los cálculos se incluye la energía necesaria para elevar la temperatura de la superficie metálica de 20 ºC a 50 ºC del tanque.

El procedimiento del cálculo de la energía requerida por los baños para subir la temperatura de 20 ºC a 50 ºC, es igual al realizado para los tanques actuales, calculados en la sección 7.1.

La ecuación del balance de energía utilizada para el cálculo de la energía necesaria de los baños incluyendo el calentamiento de la estructura metálica del tanque es:

$$Q = (m_{baño} Cp_{baño} \Delta T) + (m_{tanque}\ Cp_{tanque}\ \Delta T)\ (kJ)$$

Figura 13. Dimensiones internas de los tanques de 0.98 m³ y 2.77 m³



Siguiendo el procedimiento de cálculo de la sección 7.1, la energía que requiere los nuevos tamaños de tanque para el sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido es:

Para el baño de 0.98 m^3:

$$m_{baño} = DV = 997\ kg/m^3 \times 0.98\ m^3 = 977.06\ kg$$

$$m_{tanque}\ = 185\ kg$$

Sustituyendo valores en la ecuación del balance de energía, se obtiene:

$$Q_{TQ\_0.98}\ = (977.06\ kg \times 4.18\ \ kJ/kg.^{o}C \times (50-20)^{o}C) + (185.00\ kg \times 0.5\ \ kJ/kg.^{o}C \times (50-20)^{o}C) = \mathbf{125298.3240\ kJ}$$

Para el baño de 2.77 m^3:

$$m_{baño} = DV = 997\ kg/m^3 \times 2.77\ m^3 = 2761.69\ kg$$
$$m_{tanque} = 382\ kg$$

Sustituyendo valores en la ecuación del balance de energía, se obtiene:

$$Q_{TQ\_2.77} = (2761.69\ kg \times 4.18\ kJ/kg.^oC \times (50-20)^oC) + (382\ kg \times 0.5\ kJ/kg.^oC \times (50-20)^oC) = \mathbf{352045.9260\ kJ}$$

Es decir que para subir la temperatura de 20 ºC a 50 ºC al baño de 0.98 m^3 se requieren **125298.324 kJ** y para el baño de 2.56 m^3 se requieren **352045.926 kJ.**

8.1.2 Pérdida de calor de los tanques con sistema de calentamiento y aislados térmicamente. En esta sección se calcula la perdida de calor por las superficies laterales, inferior y superior de los tanques, una de las características de estos tanques es que se diseñan con un aislamiento de 50 mm en lana de roca y que durante el tiempo en que suban la temperatura de 20 ºC a 50 ºC estarían con tapa igualmente aislada (ver Figura 14 y Figura 15).

Figura 14. Tanque de 0.98 m³ con tapa y superficies exteriores aisladas

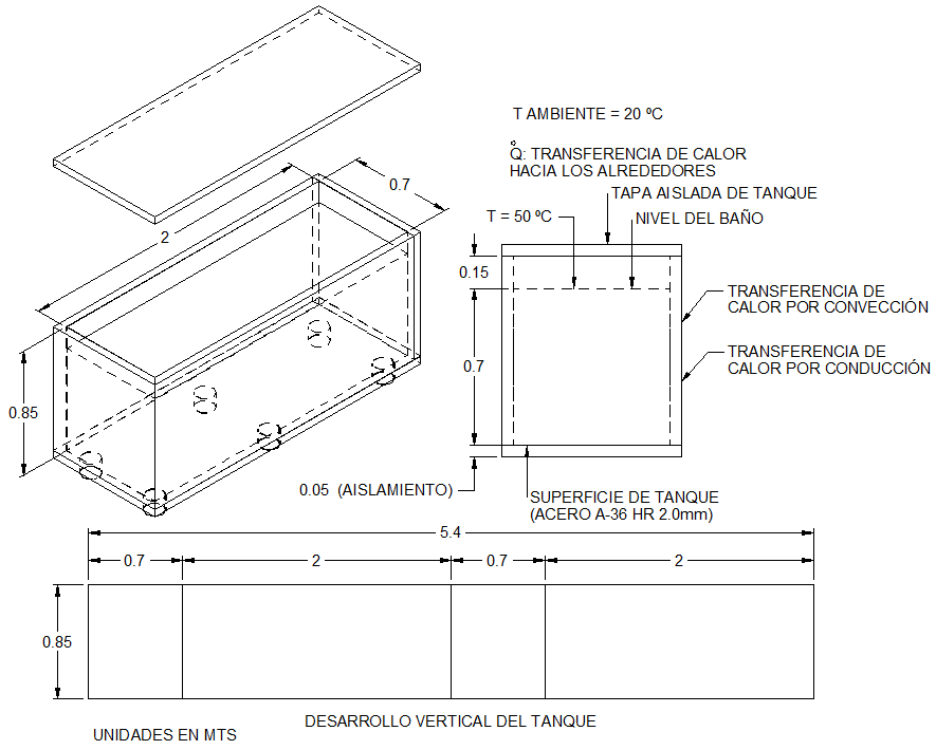
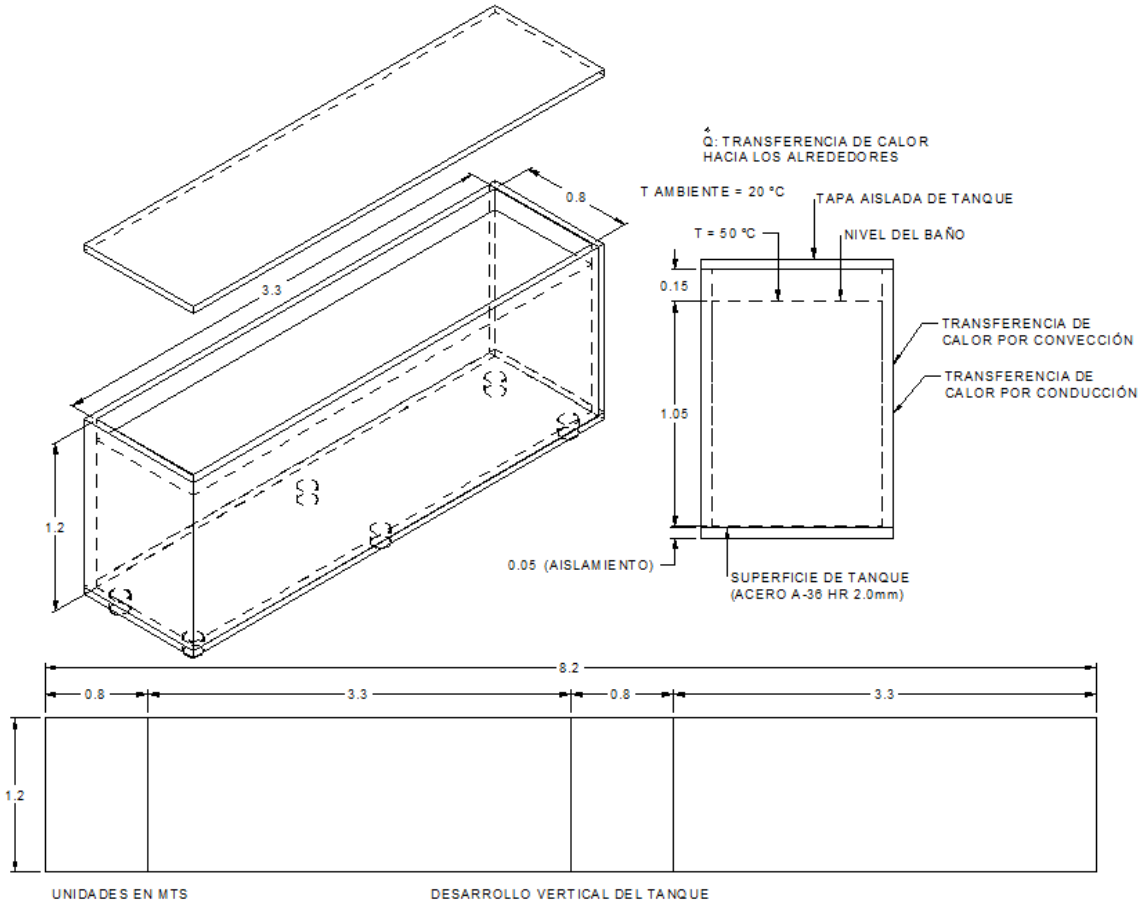


Figura 15. Tanque de 2.77 m³ con tapa y superficies exteriores aisladas



Las pérdidas de energía que se producen en estos tanques, son por convección natural, conducción y radiación, pero esta última es muy pequeña comparado con la perdida de calor por convección y por esta razón se omite en los cálculos de pérdida de calor.

La expresión que se utiliza para calcular la transferencia de calor es la ecuación de transferencia de calor general:

$$\boldsymbol{Q^{\circ} = UA\Delta T_M\ (W)}$$

Donde:

- Q°: Es la transferencia de calor media, en W o kJ/s.
- A: Es el área de transferencia de calor, en m^2.

- ΔT_M: Es la diferencia de temperatura media del sistema, que para el caso de estudio, se tomará como la diferencia de temperatura media del baño menos la temperatura ambiente, dividido entre dos.
- U: Es el coeficiente global de transferencia, para el cálculo de U existe una expresión que agrupa la transferencia de calor por convección y conducción.

El coeficiente global de transferencia es el reciproco de la red de resistencias que se generan por convección y conducción, y la expresión para el cálculo de U es la siguiente:

$$\boldsymbol{U} = \frac{\mathbf{1}}{\boldsymbol{R_{CONV\_INT}} + \boldsymbol{R_{COND}} + \boldsymbol{R_{CONV\_EXT}}} = \frac{\mathbf{1}}{\mathbf{1/h_{INT}} + \mathbf{e_{AISL}/k_{AISL}} + \mathbf{1/h_{EXT}}} \left(\frac{\boldsymbol{W}}{\boldsymbol{m^2}.°\mathrm{C}}\right)$$

Donde:

- R_{CONV_INT}: Es la resistencia por convección interior, en m^2. ºC/W.
- R_{COND}: Es la resistencia por conducción, en m^2. ºC/W.
- R_{CONV_EXT}: Es la resistencia por convección exterior, en m^2. ºC/W.
- h_{INT}: Coeficiente de convección interior, en W/m^2. ºC.
- h_{EXT}: Coeficiente de convección exterior, en W/m^2. ºC.
- e_{AISL}: Espesor del aislante, en m.
- k_{AISL}: Conductividad térmica del aislante, en W/m. ºC.

Para el caso de estudio la resistencia que se presenta por convección interior es muy pequeña, porque la gran mayoría de la altura del tanque está cubierta por el baño, por tal motivo se asume que la altura interna del tanque, está cubierta en su totalidad por el baño y de esta manera no se presenta perdida de calor por convección interior, con la suposición anterior, la ecuación del coeficiente global de transferencia para el cálculo de la pérdida de calor vertical y superior se resume a:

$$\boldsymbol{U} = \frac{\mathbf{1}}{\boldsymbol{R_{COND}} + \boldsymbol{R_{CONV\_EXT}}} = \frac{\mathbf{1}}{\mathbf{e_{AISL}/k_{AISL}} + \mathbf{1/h_{EXT}}} \left(\frac{\boldsymbol{W}}{\boldsymbol{m^2}.°\mathrm{C}}\right)$$

Otras consideraciones, son:

- Existe condiciones estacionarias de operación.
- Se considera que el aire tiene un comportamiento de un gas ideal.
- La presión atmosférica local es de 1 atm (101.3250 kPa).
- Se omite la resistencia por conducción en la pared de la lámina de la estructura del tanque, por tener un espesor muy pequeño (espesor igual a 2 mm).

- Los cálculos que se realizan para hallar el coeficiente de convección exterior, se hacen tomando como referencia placas verticales y horizontales con una superficie caliente y en un solo sentido la transferencia de calor, debido a que la transferencia de calor se produce del baño hacia los alrededores, de esta manera se calcula un coeficiente de convección omitiendo el espesor del material aislante, pero para introducir los efectos de la resistencia térmica por el aislante se incorpora en la ecuación del coeficiente global de transferencia, la resistencia por conducción.

El material seleccionado como aislante térmico es Lana de Roca, el espesor que se forma con los paneles que cubrirían el tanque es de 50 mm y según DIN EN 13162, la conductividad térmica de este aislante térmico, es cercana a 0.0350 W/m.K.

Las condiciones iníciales y finales de temperatura para el tanque de 0.98 m^3 y 2.77 m^3, son:

- T_1 = 20 ºC, temperatura inicial del baño (igual a la temperatura ambiente).
- T_2 = 50 ºC, temperatura final del baño, este valor es el límite inferior del rango de la temperatura de operación (La cual está entre 50 ºC y 55 ºC).
- T_∞ = 20 ºC, temperatura de los alrededores.

Para el caso de estudio la temperatura de la superficie T_s se tomará como la temperatura media del baño T_m, entonces:

$$\boldsymbol{T_m = T_s = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{(50 + 20)\ ℃}{2} = 35\ ℃}$$

Es decir que la temperatura de la película es:

$$T_F = \frac{T_s + T_\infty}{2} = \frac{(35 + 20)\ ℃}{2} = 27.5\ ℃$$

Las propiedades del aire a la temperatura de la película (T_F) y 1 atm, son[6]:

- k = 0.0257 (W/m. ºC) (Conductividad térmica).
- v = 1.5585 x 10-5 (m^3/s) (Viscosidad cinemática).
- Pr = 0.7289 (Numero de Prandtl).
- β = 1/Tf = 1/27.5+273 = 1/300.5 K.

[6] Calculado con el Software EES (Engineering Equation Solver)

El ΔT_M de la ecuación de transferencia de calor por las paredes verticales o laterales del tanque, corresponde a la diferencia de temperatura media del sistema, que para el caso de estudio se toma como la diferencia de temperatura media del baño la cual se define que es la temperatura de la superficie del baño ($T_m = T_s = 35$ ºC) menos la temperatura ambiente ($T_\infty = 20$ ºC), es decir que el valor ΔT_M que se sustituirá en la ecuación general de transferencia de calor, es igual a:

$$\Delta \boldsymbol{T_M} = \frac{\boldsymbol{T_s - T_\infty}}{\mathbf{2}} = \frac{\mathbf{35 - 20}}{\mathbf{2}} = \mathbf{15}\ ℃$$

Con el cálculo del número de Rayleigh (Ra_L)[7], el número de Nusselt (Nu)[7] (ver Anexo A-4) y utilizando las propiedades del aire a la temperatura de la película, se obtiene el coeficiente de convección natural exterior del tanque (h)[7].

Las ecuaciones del número, de Rayleigh (Ra_L) y el coeficiente de convección natural exterior del tanque (h), son:

$$Ra_L = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L_c^3}{v^2} Pr$$

$$h_{CONV\_VERT\_TQ0.8} = \frac{k}{L_c} Nu$$

8.1.2.1 Pérdida de calor por la superficie vertical de los tanques con sistema de calentamiento y aislados térmicamente. La pérdida de calor por las caras verticales de los tanques de preparación con sistema de calentamiento, es un caso de convección natural sobre una superficie vertical caliente y en un solo sentido la transferencia de calor, y es un caso de pérdida de calor por conducción a través del espesor del material aislante.

La ecuación del número de Nusselt (Nu) para un caso de convección natural sobre una superficie vertical caliente y en un solo sentido la transferencia de calor, es:

[7] CENGEL, Yonus A. Transferencia de Calor. Tercera edición. México: McGraw-Hill Interamericana, 2007. 901 p.

$$Nu = \left\{ 0.825 + \frac{0.387 Ra_L^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0.492}{Pr}\right)^{9/16}\right]^{8/27}} \right\}^2$$

Cálculo del coeficiente de convección natural exterior de los lados verticales del tanque de 0.98 m^3:

La longitud característica L_C del tanque de 0.98 m^3 es igual a 0.85 m, valor que corresponde a la altura del tanque (Ver Figura 14).

1) Cálculo del número de Rayleigh (Ra_L):

$$Ra_L = \frac{\frac{9.8m}{s^2} \times \frac{1}{300.5k} \times (35 - 20)\,℃ \times (0.8500^3)\, m^3}{(1.5585x10^{-5})^2\ m^4/s^2} \times 0.7289 = 8.7220\ x\ 10^8$$

2) Cálculo del número de Nusselt (Nu):

$$Nu = \left\{ 0.825 + \frac{0.387\ \times (8.7220x10^8)^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0.492}{0.7289}\right)^{9/16}\right]^{8/27}} \right\}^2 = 118.2115$$

3) Cálculo del coeficiente de convección (h):

$$h_{CONV\_VERT\_TQ0.8} = \frac{k}{L_c} Nu = \frac{0.0257\ W/m.℃}{0.8500m} \times 118.2115 = 3.5736\ W/m^2.℃$$

Cálculo del coeficiente de convección natural exterior de los lados verticales del tanque de 2.77 m^3:

La longitud característica L_C de el tanque de 2.77 m^3 es igual a 1.2 m, valor que corresponde a la altura del baño (Ver Figura 15).

1) Cálculo del número de Rayleigh (Ra_L):

$$Ra_L = \frac{\frac{9.8m}{s^2} \times \frac{1}{300.5k} \times (35 - 20.0)℃\ \times (1.200^3)\, m^3}{(1.5585x10^{-5})^2\ m^4/s^2} \times 0.7289 = 2.4542\ x\ 10^9$$

2) Cálculo del número de Nusselt (Nu):

$$Nu = \left\{ 0.825 + \frac{0.387 \times (2.4542\ x\ 10^9)^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0.492}{0.7289}\right)^{9/16}\right]^{8/27}} \right\}^2 = 162.8999$$

3) Cálculo del coeficiente de convección (h):

$$h_{CONV\_VERT\_TQ2.77} = \frac{k}{L_c} Nu = \frac{0.0257\ W/m.℃}{1.200\ m} \times 162.8999 = 3.4882\ W/m^2.℃$$

Sustituyendo los valores relacionados con la resistencia por conducción y convección natural sobre una superficie vertical caliente y en un solo sentido la transferencia de calor, en la ecuación del coeficiente global de transferencia, se obtiene que para cada tamaño de tanque, U es:

$$U_{VERT\_TQ0.98} = \frac{1}{\mathrm{e_{AISL}}/\mathrm{k_{AISL}} + 1/\mathrm{h_{EXT}}} = \frac{1}{\frac{0.0500\ m}{0.0350\ W/m.℃} + \frac{1}{3.5736\ W/m^2.℃}}$$
$$= 0.5853\ W/m^2.℃$$

$$U_{VERT\_TQ2.77} = \frac{1}{\mathrm{e_{AISL}}/\mathrm{k_{AISL}} + 1/\mathrm{h_{EXT}}} = \frac{1}{\frac{0.0500\ m}{0.0350\ W/m.℃} + \frac{1}{3.4882\ W/m^2.℃}}$$
$$= 0.5830\ W/m^2.℃$$

Sustituyendo los valores anteriores de U y ΔT_M, en la ecuación general de transferencia, se obtiene:

$$Q^{\circ}{}_{VERT} = UA\Delta T_M\ (W)$$

Donde las áreas verticales de transferencia de calor para cada tanque son:

$$A_{VERT\_TQ0.98} = (0.850 \times 5.400)\ m = 4.5900\ m^2$$

$$A_{VERT\_TQ\_2.77} = (1.200 \times 8.200)\ m = 9.8400\ m^2$$

Entonces:

$$Q^{\circ}{}_{VERT\_TQ0.98} = UA\Delta T_M = \frac{0.5833\ W}{m^2.℃} \times 4.5900\ m^2 \times 15\ ℃ = 40.1602\ \mathrm{W}$$

$$Q^{\circ}_{VERT\_TQ2.77} = UA\Delta T_M = \frac{0.5830\ W}{m^2.\ ℃} \times 9.8400\ m^2 \times 15\ ℃ = 86.0508\ \mathrm{W}$$

8.1.2.2 Pérdida de calor por la superficie superior de los tanques con sistema de calentamiento y aislados térmicamente. La pérdida de calor por la superficie superior de los tanques de preparación con sistema de calentamiento, es un caso de convección natural sobre una superficie horizontal con la cara superior caliente y en un solo sentido la transferencia de calor, y es un caso de pérdida de calor por conducción a través del espesor del material aislante.

La ecuación del número de Nusselt (Nu) para un caso de convección natural sobre una superficie horizontal con la cara superior caliente y en un solo sentido la transferencia de calor, es:

$$Nu = 0.54Ra_L^{1/4} = 0.54(2.5594\ x\ 10^7)^{1/4} = 38.4086$$

Cálculo del coeficiente de convección natural, por la cara superior del tanque de 0.98 m^3:

La longitud característica L_C del tanque de 0.8 m^3 (ver Figura 14) es igual a:

$$L_C = A_s/P$$

Donde:

- A_S: Área de transferencia de calor, en m^2.
- P: Perímetro del área de transferencia de calor.

$$A_{S\_TQ0.98} = (2.0000 \times 0.7000)\ m = 1.400\ m^2$$

$$P = 2(2)\ m + 0.7(2)\ m = 5.4000\ m$$

Sustituyendo en la ecuación de L_C, se obtiene:

$$L_C = A_s/P = 1.4000\ m^2/5.4000\ m = 0.2593\ m$$

1) Cálculo del número de Rayleigh (Ra_L):

$$Ra_L = \frac{\frac{9.8m}{s^2} \times \frac{1}{300.5k} \times (35-20)°C \times (0.2593^3)\ m^3}{(1.5585x10^{-5})^2\ \ m^4/s^2} \times 0.7289 = 2.5594\ x\ 10^7$$

2) Calculo del número de Nusselt (Nu):

$$Nu = 0.54Ra_L^{1/4} = 0.54(2.5594\ x\ 10^7)^{1/4} = 38.4086$$

3) Cálculo del coeficiente de convección (h):

$$h_{CONV\_SUP\_TQ0.8} = \frac{k}{L_c}Nu = \frac{0.0257\ \ W/m.°C}{0.2593\ m} \times 38.4086 = 3.8068\ \ W/m^2.°C$$

Cálculo del coeficiente de convección natural, por la cara superior del tanque de 2.77 m^3:

La longitud característica L_C del tanque de 2.77 m^3 (ver Figura 15) es igual:

$$L_C = A_s/P$$

$$A_{S\_TQ2.77} = (3.3000 \times 0.8000)\ m = 2.6400\ m^2$$

$$P = 3.3(2)\ m + 0.8(2)\ m = 8.2000\ m$$

Sustituyendo en la ecuación de L_C, se obtiene:

$$L_C = A_s/P = 2.6400\ m^2/8.2000\ m = 0.3219\ m$$

1) Cálculo del número de Rayleigh (Ra_L):

$$Ra_L = \frac{\frac{9.8m}{s^2} \times \frac{1}{300.5\ k} \times (35-20)°C \times (0.3219\ ^3)\ m^3}{(1.5585x10^{-5})^2\ \ m^4/s^2} \times 0.7289 = 4.8965\ x\ 10^7$$

2) Cálculo del número de Nusselt (Nu):

$$Nu = 0.54Ra_L^{1/4} = 0.54(4.8965\ x\ 10^7)^{1/4} = 45.1716$$

3) Cálculo del coeficiente de convección (h):

$$h_{CONV\_SUP\_TQ2.77} = \frac{k}{L_c}Nu = \frac{0.0257\ \ W/m.°C}{0.3219\ m} \times 45.1716 = 3.6064\ \ W/m^2.°C$$

Sustituyendo los valores relacionados con la resistencia por conducción y convección natural sobre una superficie horizontal con la cara superior caliente y en un solo sentido la transferencia de calor, en la ecuación del coeficiente global de transferencia, se obtiene que para cada tamaño de tanque, U es:

$$U_{SUP\_TQ0.98} = \frac{1}{\mathrm{e_{AISL}}/\mathrm{k_{AISL}} + 1/\mathrm{h_{EXT}}} = \frac{1}{\frac{0.0500\ m}{0.0350\ W/m.°C} + \frac{1}{3.8068\ W/m^2.°C}}$$
$$= 0.5913\ W/m^2.°C$$

$$U_{SUP\_TQ2.77} = \frac{1}{\mathrm{e_{AISL}}/\mathrm{k_{AISL}} + 1/\mathrm{h_{EXT}}} = \frac{1}{\frac{0.0500\ m}{0.0350\ W/m.°C} + \frac{1}{3.6064\ W/m^2.°C}}$$
$$= 0.5862\ W/m^2.°C$$

Sustituyendo los valores anteriores de U y ΔT_M, en la ecuación general de transferencia, se obtiene:

$$Q^{\circ}{}_{SUP\_TQ0.98} = UA\Delta T_M = \frac{0.5913\ W}{m^2.°C} \times 1.4000\ m^2 \times 15\ °C = 12.4173\ \mathrm{W}$$

$$Q^{\circ}{}_{SUP\_TQ2.77} = UA\Delta T_M = \frac{0.5862\ W}{m^2.°C} \times 2.6400\ m^2 \times 15\ °C = 23.2135\ \mathrm{W}$$

8.1.2.3 Pérdida de calor por la superficie inferior de los tanques con sistema de calentamiento y aislados térmicamente. La pérdida de calor por la cara inferior de los tanques de preparación con sistema de calentamiento, se presenta porque los tanques descansan en el piso por medio de pequeñas bases circulares, quedando así la gran mayoría del área inferior del tanque por encima del nivel del piso de concreto del edificio, la convección que se presenta en esta superficie es un caso de convección natural sobre una superficie horizontal con la cara inferior caliente y en un solo sentido la transferencia de calor, y es un caso de pérdida de calor por conducción a través del espesor del material aislante.

La ecuación del número de Nusselt (Nu) para un caso de convección natural sobre una superficie horizontal con la cara inferior caliente y en un solo sentido la transferencia de calor, es:

$$Nu = 0.27 Ra_L^{1/4} = 0.27(2.5594\ x\ 10^7)^{1/4} = 19.2043$$

Cálculo del coeficiente de convección natural, por la cara inferior del tanque de 0.98 m^3:

La longitud característica L_C del tanque de 0.98 m^3 es igual a la calculada para la cara superior del tanque, y el valor es:

$$L_C = A_s/P = 1.4000\ m^2/5.4000\ m = 0.2593\ m$$

1) Cálculo del número de Rayleigh (Ra_L):

$$Ra_L = \frac{\frac{9.8m}{s^2} \times \frac{1}{300.5k} \times (35-20)°C \times (\ 0.2593^3)\ m^3}{(1.5585x10^{-5})^2\ \ m^4/s^2} \times 0.7289 = 2.5594\ x\ 10^7$$

2) Calculo del número de Nusselt (Nu):

$$Nu = 0.27Ra_L^{1/4} = 0.27(2.5594\ x\ 10^7)^{1/4} = 19.2043$$

3) Cálculo del coeficiente de convección (h):

$$h_{CONV\_INF\_TQ0.98} = \frac{k}{L_c}Nu = \frac{0.0257\ \ W/m.°C}{0.2593\ m} \times 19.2043 = 1.9034\ \ W/m^2.°C$$

Cálculo del coeficiente de convección natural, por la cara superior del tanque de 2.77 m^3:

La longitud característica L_C del tanque de 2.77 m^3 es igual a la calculada para la cara superior del tanque, y el valor es:

$$L_C = A_s/P = 2.6400\ m^2/8.2000\ m = 0.3219\ m$$

1) Cálculo del número de Rayleigh (Ra_L):

$$Ra_L = \frac{\frac{9.8m}{s^2} \times \frac{1}{300.5k} \times (35-20.0)°C \times (\ 0.3219\ ^3)\ m^3}{(1.5585x10^{-5})^2\ \ m^4/s^2} \times 0.7289 = 4.8965\ x\ 10^7$$

2) Cálculo del número de Nusselt (Nu):

$$Nu = 0.27Ra_L^{1/4} = 0.27(4.8965\ x\ 10^7)^{1/4} = 22.5858$$

3) Cálculo del coeficiente de convección (h):

$$h_{CONV\_INF\_TQ2.77} = \frac{k}{L_c}Nu = \frac{0.0257\ \ W/m.°C}{0.3219\ m} \times 22.5858 = 1.8032\ \ W/m^2.°C$$

Sustituyendo los valores relacionados con la resistencia por conducción y convección natural sobre una superficie horizontal con la cara inferior caliente y en un solo sentido la transferencia de calor, en la ecuación del coeficiente global de transferencia, se obtiene que para cada tamaño de tanque, U es:

$$U_{INF\_TQ0.98} = \frac{1}{\mathrm{e_{AISL}}/\mathrm{k_{AISL}} + 1/\mathrm{h_{EXT}}} = \frac{1}{\frac{0.0500\ m}{0.0350\ W/m.°C} + \frac{1}{1.9034\ \ W/m^2.°C}}$$
$$= 0.5118\ W/m^2.°C$$

$$U_{INF\_TQ2.77} = \frac{1}{\mathrm{e_{AISL}}/\mathrm{k_{AISL}} + 1/\mathrm{h_{EXT}}} = \frac{1}{\frac{0.0500\ m}{0.3500\ W/m.°C} + \frac{1}{1.8032\ W/m^2.°C}}$$
$$= 0.5042\ W/m^2.°C$$

Sustituyendo los valores anteriores de U y ΔT_M, en la ecuación general de transferencia, se obtiene:

$$\dot{Q}_{INF\_TQ0.98} = UA\Delta T_M = \frac{0.5118\ W}{m^2.°C} \times 1.4000\ m^2 \times 15\ °C = 10.7478\ \mathrm{W}$$

$$\dot{Q}_{INF\_TQ2.77} = UA\Delta T_M = \frac{0.5042\ W}{m^2.°C} \times 2.6400\ m^2 \times 15\ °C = 19.9663\ \mathrm{W}$$

8.1.2.4 Pérdida de calor neto por las superficies exteriores de los tanques de 0.98 m³ y 2.77 m³ con aislamiento térmico.

$$\dot{Q}_{NETO\_PÉRDIDO} = \dot{Q}_{VERT} + \dot{Q}_{SUP} + \dot{Q}_{INF}\ (W)$$

Sustituyendo se obtiene:

$$\dot{Q}_{NETO\_PERD\_TQ0.98} = (40.1602 + 12.4173 + 10.7478)\ W = 63.3253\ W = 0.0633\ kW$$

$$\dot{Q}_{NETO\_PERD\_TQ2.77} = (86.0508 + 23.2135 + 19.9663)\ W = 129.2306\ W = 0.1292\ kW$$

Ver resumen de resultados de la perdida de calor neto por las superficies exteriores de los tanques de 0.98 m^3 y 2.77 m^3 en el Cuadro 2.

Cuadro 2. Razón de pérdida de calor neto que se presentan por un tanque de 0.98 m³ y 2.77 m³ con sistema de calentamiento y con aislamiento térmico de 50 mm

Tanque (m^3)	Pérdida neta de Energía (kJ/s)
0.98	0.0633
2.77	0.1292

8.1.3 Dimensionamiento del quemador para el sistema de quemador y serpentín sumergido. Como parámetro de dimensionamiento de equipo para el sistema de quemador y serpentín sumergido, se define que el sistema tenga una capacidad de subir la temperatura de 20 ºC a 50 ºC entre 2.5 y 3 horas para los dos tanques (desengrase y fosfato) de 2.77 m^3, se utiliza como parámetro los tanques de 2.77 m^3, porque se decide que solo se utilice una tamaño de quemador para los dos tamaños de tanques (0.98 m^3 y 2.77 m^3) debido a que los dos tamaños de tanques no se trabajan al tiempo, entonces con lo anterior se define que cuando se necesite trabajar con los tanques de 2.77 m^3 los quemadores se ubican en estos tanques (un quemador para el tanque de desengrasante y otro quemador para el tanque de fosfato) y cuando se necesite trabajar con los tanques de 0.98 m^3, cada quemador se pasa para estos otros tanques, de esta manera se tiene un solo tamaño de quemador y solo dos quemadores, opción que económicamente es acertada.

Para que el sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido cumpla con el parámetro de tiempo especificado, se calcula la potencia del quemador de la siguiente manera:

$$Q = Q^{\circ} \Delta t \ (kJ)$$

Donde:

- Q: Es la energía que necesita el baño para subir la temperatura de 20 ºC a 50 ºC, para este caso, la energía que necesita un tanque de 2.77 m^3 es igual a 352045.9260 kJ.
- Q°: Es la capacidad de transferencia de energía del quemador, en kJ/s.
- Δt: Es el tiempo en que se requiere que suba la temperatura de 20ºC a 50 ºC, para este caso, se define que el tiempo de calentamiento para un tanque de 2.77 m^3 sea cercano a 1.25 horas, es decir 4500 s.

Sustituyendo, se obtiene:

$$\dot{Q}_{QUEM\_TQ2.77} = \frac{Q}{\Delta t} = \frac{352045.9260\ kJ}{4500\ s} = 78.2325\ \frac{kJ}{s} = 268225.7143\ \frac{BTU}{h}$$

Para el dimensionamiento del quemador se debe de tener presente la eficiencia real del quemador, es decir que con este criterio y después de realizar una investigación de los quemadores comerciales disponibles con la compañía "Premac[8]", se define que el tamaño del quemador sea de **400000 Btu/hr (116.6667 kJ/s)**, con esta especificación de quemador, se analiza el sistema de quemador y serpentín sumergido.

Para calcular la eficiencia del sistema quemador y serpentín sumergido es necesario calcular primero la longitud del serpentín y de esta manera utilizando una expresión emperica desarrollada por la American Gas Association Testing Laboratories, se calcula la eficiencia de este sistema.

8.1.4 Dimensionamiento del serpentín para el sistema quemador y serpentín sumergido. El quemador seleccionado para el sistema de calentamiento, según la ficha técnica, tienen el tubo de la salida del aire caliente, de un diámetro de 4", lo que significa que el diámetro mínimo del serpentín que se puede instalar es de 5" (127 mm).

El calibre del tubo seleccionado para el serpentín es un calibre 40, el diámetro nominal sería de 5", este tubo seleccionado tiene las especificaciones que se muestran en el Cuadro 3.

Cuadro 3. Dimensiones de tubo cal. 40 de diámetro nominal de 5"

Diámetro Nominal	Diámetro Interior	Diámetro Exterior	Espesor
5" (127 mm)	128.2000 mm	141.3000 mm	6.5500 mm

Para determinar el ángulo de retorno y la cantidad de retornos, se tiene como parámetro el tamaño del tanque de 0.98 m^3 y 2.77 m^3, con este parámetro y el diámetro mínimo que se puede diseñar el serpentín, se encuentra gráficamente que el serpentín solo puede tener un retorno a 180º y según DIN 2605-2 norma 3 (ver Anexo B-4) para retornos a 45°, 90° o 180°, el radio de la línea eje del tubo debe ser de 1.5 veces el diámetro interior.

[8] Premac, Compañía que dentro de sus líneas de venta de soluciones para la industria, distribuye quemadores industriales

Según la norma 3 de DIN 2605-2, el radio de la línea eje de un tubo de diámetro nominal de 5” (127 mm) calibre 40, es:

$$R_{TUBO\_DN\_5"} = Diametro\ Int.\ \times 1.5 = 128.2000\ mm \times 1.5 = 604.1280\ mm$$

Dibujando un tubo de diámetro nominal de 127 mm calibre 40, con un radio de la línea eje del tubo de 604.1280 mm en un área de 2 m por 0.7 m para el tanque de 0.98 m^3 y en un área de 3.3 m por 0.8 m para el tanque de 2.77 m^3 y dejando un espacio prudente entre las caras laterales del tanque, se obtiene que la longitud de la línea central del tubo del serpentín es (ver Figura 16 y Figura 17):

$$L_{TQ\_0.8} = 4.0000\ m$$

$$L_{TQ\_2.56} = 6.6000\ m$$

Figura 16. Serpentín de Tanque de 0.98 m³ para acoplar a quemador

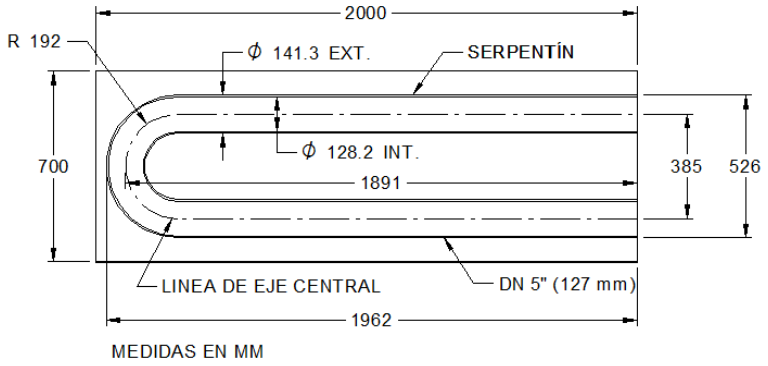
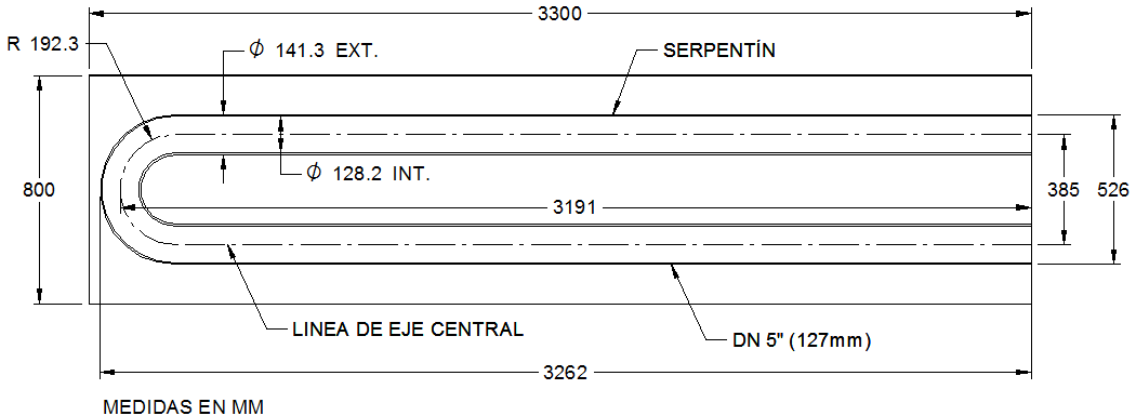


Figura 17. Serpentín de Tanque de 2.77 m³ para acoplar a quemador



8.1.5 Cálculo de la eficiencia del conjunto quemador y serpentín sumergido. Un sistema de calentamiento con serpentín sumergido, para el calentamiento de baños de preparación de substratos, tiene diferentes valores de eficiencia, un valor de eficiencia es para condiciones estándar y esta difiere en función de la densidad del aire del sitio de instalación, de esta manera se obtiene otro valor de eficiencia y por último la eficiencia del sitio de instalación disminuye por las características propias del proceso, para el caso de estudio, existen dos clases de baño, uno utiliza un químico alcalino para desengrasar, esta solución no genera capa en la superficie exterior de un serpentín sumergido, el otro baño del proceso es un baño que utiliza un químico acido para fosfatar, esta solución genera unos lodos que al hacer contacto con la superficie del serpentín se genera capa dura de fosfato sobre esta superficie creando así un aislamiento térmico.

El procedimiento, que se sigue en el cálculo de la eficiencia del sistema de quemador y serpentín sumergido es:

- Cálculo de la eficiencia bajo condiciones estándar.
- Cálculo de la eficiencia para el sitio de instalación.
- Cálculo de la eficiencia promedio del proceso.

8.1.5.1 Cálculo de la eficiencia bajo condiciones estándar del conjunto quemador y serpentín sumergido. Para determinar la eficiencia del sistema quemador y serpentín sumergido, el instituto American Gas Association Testing Laboratories desarrollo una expresión emperica que permite calcular la eficiencia de un sistema de quemador y serpentín sumergido, uno de los términos de la ecuación es la longitud efectiva, y según las pruebas de este instituto, se encontró que cada retorno a 90º es equivalente en transferencia de energía de una línea recta del tubo de 1.1 pies, por lo tanto se debe de aumentar la longitud de la línea central del tubo en 1.1 pies (0.3353 m) por cada radio a 90°[9].

El cálculo de la longitud efectiva queda de la siguiente manera:

$$L_{EFECTIVA\_SERP\_TQ0.98} = 4.0000\ m + 2(0.3353)\ m = 4.6706\ m\ (15.3234\ Pies)$$

$$L_{EFECTIVA\_SERP\_TQ2.77} = 6.6000\ m + 2(0.3353)\ m = 7.2706\ m\ (23.8536\ Pies)$$

La relación que permite calcular la eficiencia del sistema quemador y serpentín, es[9]:

[9] American Gas Association Testing Laboratories. Research in Fundamentals of Immersion Tube Heating With Gas. Bulletin N° 24. 1944. 34p

$$E = 20\log\frac{L^2}{R} + 71$$

Donde:

- E: Eficiencia térmica.
- L: Longitud efectiva del tubo, en ft.
- R: Es la tasa de transferencia del quemador, en 1000 BTU por hora.

Sustituyendo valores en la ecuación que calcula la eficiencia del sistema quemador y serpentín bajo condiciones estándar, se obtiene:

$$E_{SERP\_TQ0.8} = 20Log\frac{15.3234^2}{400} + 71 = 70.45\ \% \approx \mathbf{66.37}\ \%$$

$$E_{SERP\_TQ2.56} = 20Log\frac{23.8536^2}{400} + 71 = 74.06\ \% \approx \mathbf{74.00}\ \%$$

8.1.5.2 Cálculo de la eficiencia para el sitio de instalación del conjunto quemador y serpentín sumergido. Para calcular la eficiencia para el sitio de la instalación, una vez se conoce la eficiencia bajo condiciones estándar, se utiliza la presión atmosférica del sitio de instalación, que para el caso de estudio es Cali, con el valor de presión local se calcula la densidad del aire local, para relacionar esta densidad con el valor de la densidad a presión de una atmosfera y de esta manera obtener un factor que se utilizará para calcular la eficiencia para el sitio de instalación.

Según investigación en la web, se encuentra que la densidad de Cali es de 26.56 inHg (89.3260 kPa)[10], con esta información y asumiendo al aire como un gas ideal, se tiene que:

$$PV = RT \rightarrow V = 1/\rho \ \rightarrow \ \rho = P/RT$$

Donde:

- P: Presión atmosférica estándar, igual a 101.325 (kPa).
- V: Volumen (m^3).
- R: Constante del gas ideal, para el aire, este valor es de 0.2870 ($kPa.m^3/kg.K$)[7].

[10]Puerto, Efraín A. Presión atmosférica. Colombia: 2011. [Consultado el 07 de Julio de 2012]. Disponible en internet: http://efrainpuerto.wordpress.com/2011/02/26/f1-2/

- T: Temperatura absoluta (K), para el caso de estudio se toma una temperatura de 20 ºC, es decir 293 K.
- ρ: Densidad, la densidad del aire a una temperatura de 20 ºC y a una atmósfera, la cual es igual a 1.204 kg/m^3.

Calculo de la densidad de Cali, para este cálculo se toma como valor de presión, la presión atmosférica de Cali:

$$\rho_{CALI} = \frac{P_{CALI}}{RT} = \frac{89.3260\ kPa}{(0.2870\ \ kPa.m^3/kg.K) \times 293\ K} = \ 1.0623\ \ kg/m^3$$

Con el valor anterior de la densidad de Cali, calculamos un factor (F), que luego se multiplica por las eficiencias de los quemadores calculadas y de esta manera se calcula una eficiencia más aproximada a la realidad, entonces:

$$F = \frac{\rho_{CALI}}{\rho_{ATMOSFÉRICA\ ESTÁNDAR}} = \frac{1.0623\ \ kg/m^3}{1.2040\ \ kg/m^3} = 0.8823$$

Calculo de la eficiencia para el sitio de la instalación en condiciones de serpentín limpio interna y externamente:

$$n_{REAL\_QUEM\_SERP\_TQ0.98} = n \times F = 66.37\ \% \times 0.8823 = 58.5583\ \% \approx \mathbf{59.00}\ \%$$

$$n_{REAL\_QUEM\_SERP\_TQ2.77} = n \times F = 74.00\ \% \times 0.8823 = 65.30\ \% \ \approx \mathbf{65.00}\ \%$$

8.1.5.3 Cálculo de la eficiencia del conjunto quemador y serpentín sumergido bajo las características reales del proceso. Como se mencionó anteriormente, el baño de desengrase no genera capa dura en la superficie exterior del serpentín sumergido y el baño de fosfato si genera capa dura aislante en la superficie exterior del serpentín sumergido.

Como no se tienen datos reales de la velocidad de generación de capa de fosfato en la superficie exterior de un serpentín sumergido, pero se conoce por experiencias de terceros con estos sistemas, que la generación de capa de lodo es relativamente rápida, entonces para el caso de estudio, se decide que la eficiencia mínima que puede alcanzar el sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido es del 50 %, una vez alcance este valor, se le debe de hacer mantenimiento al serpentín para dejarlo totalmente libre de capa de fosfato.

Si la eficiencia mínima permitida para el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido para el baño de fosfato es del 50%, quiere decir que la eficiencia promedio del sistema de quemador y serpentín sumergido para cada tamaño de tanque del baño de fosfato, es:

$$n_{BAÑO\_FOSF\_QUEM\_SERP\_TQ0.98} = \frac{n_{REAL\_QUEM\_SERP\_TQ0.98} + 50\%}{2} = \frac{59 + 50}{2} = 54.50\ \%$$

$$n_{BAÑO\_FOSF\_QUEM\_SERP\_TQ2.77} = \frac{n_{REAL\_QUEM\_SERP\_TQ2.77} + 50\%}{2} = \frac{65 + 50}{2} = 57.50\ \%$$

$$n_{BAÑO\_DESENG\_QUEM\_SERP\_TQ0.98} = n_{REAL\_QUEM\_SERP\_TQ0.98} = 59.00\ \%$$

$$n_{BAÑO\_DESENG\_QUEM\_SERP\_TQ2.77} = n_{REAL\_QUEM\_SERP\_TQ2.77} = 65.00\ \%$$

Es decir que la eficiencia real para el baño de fosfato y desengrase de 0.98 m^3, es de 54.50 % y 59.00 % respectivamente y para el baño de fosfato y desengrase de 2.77 m^3 la eficiencia real es del 57.50 % y 65 %, respectivamente.

Como se tienen cuatro valores de eficiencia, se puede conocer la eficiencia promedio del proceso de preparación de substrato utilizando un sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, la cual se obtiene calculando el promedio de la suma de los cuatro valores de eficiencia, esto es:

$$n_{PROM\_DEL\_PROCESO} = \frac{(54.50 + 57.50 + 59.00 + 65.00\ )\%}{4} = 59.00\ \%$$

8.1.6 Cálculo del tiempo invertido por el sistema quemador y serpentín para alcanzar la temperatura mínima de operación. Con la eficiencia calculada para el sitio de instalación y las características propias del proceso de preparación de superficies de substrato, caso de estudio, se obtiene el tiempo en que demora los baños de 0.98 y 2.77 m^3 en subir la temperatura desde 20 ºC (temperatura ambiente) hasta la temperatura mínima de de operación de 50 ºC (rango entre 50 ºC y 55 ºC), para tal fin se utiliza la siguiente expresión:

$$Q = Q^{\circ}\Delta t\ (W)\ \rightarrow\ \Delta t = Q/Q^{\circ}\ (s)$$

Donde:

$$Q^{\circ} = Q^{\circ}_{REAL\_QUEMADOR} - Q^{\circ}_{NETO\_PERD}$$

- Q: Es la energía que necesita el baño para alcanzar la temperatura mínima de operación.
- $\overset{\circ}{Q}$: Es la diferencia entre la transferencia de energía del sistema quemador y serpentín sumergido y la pérdida de energía que se produce por las superficies externas del tanque (calculadas en la sección 8.1.2.4).

La potencia o transferencia de energía del quemador, se disminuye por la eficiencia del sistema de quemador y serpentín sumergido, para calcular la transferencia real de energía de un quemador de 400000 BTU/H (116.6667 kJ/s) para cada uno de los baños con sistema de calentamiento, se utiliza la siguiente ecuación:

$$\overset{\circ}{Q}_{REAL\_QUEMADOR\_BAÑO} = Potencia\ del\ quemador \times n_{BAÑO}$$

Donde:

- $Potencia\ del\ quemador = 116.6667\ kJ/s$
- $n_{BAÑO\_FOSF\_QUEM\_SERP\_TQ0.98} = 54.50\ \%$
- $n_{BAÑO\_FOSF\_QUEM\_SERP\_TQ2.77} = 57.50\ \%$
- $n_{BAÑO\_DESENG\_QUEM\_SERP\_TQ0.98} = 59.00\ \%$
- $n_{BAÑO\_DESENG\_QUEM\_SERP\_TQ2.77} = 65.00\ \%$

Sustituyendo en la ecuación de transferencia de energía real promedio para el baño de fosfato, se obtiene:

$$\overset{\circ}{Q}_{REAL\_QUEMADOR\_BAÑO\_FOSF\_TQ0.98} = 116.6667\ kJ/s \times 0.5450 = 63.5833\ kJ/s$$
$$\overset{\circ}{Q}_{REAL\_QUEMADOR\_BAÑO\_FOSF\_TQ2.77} = 116.6667\ kJ/s \times 0.5750 = 67.0833\ kJ/s$$

Sustituyendo en la ecuación de transferencia de energía real para el baño de desengrase, se obtiene:

$$\overset{\circ}{Q}_{REAL\_QUEMADOR\_BAÑO\_DESENG\_TQ0.98} = 116.6667\ kJ/s \times 0.5900 = 68.8333\ kJ/s$$

$$\overset{\circ}{Q}_{REAL\_QUEMADOR\_BAÑO\_DESENG\_TQ2.77} = 116.6667\ kJ/s \times 0.6500 = 75.8333\ kJ/s$$

Ahora la pérdida de energía que se obtuvo en la sección 8.1.2.4 y el requerimiento de energía para cada baño que se obtuvo en la sección 8.1.1, son:

- $\overset{\circ}{Q}_{NETO\_PERD\_TQ0.98} = 0.0633\ kJ/s$

- $\dot{Q}_{NETO\_PERD\_TQ2.77} = 0.1292\ kJ/s$
- $Q_{TQ\_0.98} = 125298.3240\ kJ$
- $Q_{TQ\_2.77} = 352045.9260\ kJ$

Sustituyendo los valores anteriores en la ecuación que calcula el tiempo, se obtiene que el tiempo que demora en subirse la temperatura de 20 ºC a 50 ºC del baño de de desengrasante y fosfato de 0.98 m^3 y 2.77 m^3, es:

Baño de fosfato:

$$\Delta t_{FOSF\_TQ0.98} = \frac{Q_{TQ\_0.98}}{\dot{Q}_{REAL\_QUEM\_BAÑO\_FOSF} - \dot{Q}_{NETO\_PERD\_TQ0.98}} = \frac{125298.3240\ kJ}{63.5833\ kJ/s - 0.0633\ kJ/s} = 1973\ s = 33\ min$$

$$\Delta t_{FOSF\_TQ2.77} = \frac{Q_{TQ\_2.77}}{\dot{Q}_{REAL\_QUEM\_BAÑO\_FOSF} - \dot{Q}_{NETO\_PERD\_TQ2.77}} = \frac{352045.9260\ kJ}{67.0833\ kJ/s - 0.1292\ kJ/s} = 5258\ s = 88\ min$$

Baño de desengrase:

$$\Delta t_{DESENG\_TQ0.98} = \frac{Q_{TQ\_0.98}}{\dot{Q}_{REAL\_QUEM\_BAÑO\_DESENG} - \dot{Q}_{NETO\_PERD\_TQ0.98}} = \frac{125298.3240\ kJ}{68.8333\ kJ/s - 0.0633\ kJ/s} = 1822\ s = 30\ min$$

$$\Delta t_{DESENG\_TQ2.77} = \frac{Q_{TQ\_2.77}}{\dot{Q}_{REAL\_QUEM\_BAÑO\_DESENG} - \dot{Q}_{NETO\_PERD\_TQ2.77}} = \frac{352045.9260\ kJ}{75.8333\ kJ/s - 0.1292\ kJ/s} = 4650\ s = 78\ min$$

Con los valores anteriores se obtiene el tiempo neto promedio que demora en calentar los baños hasta la temperatura de operación de 50 ºC, y esto es:

Para cuando se prepara el substrato con los tanques de 0.98 m^3:

$$\Delta t_{NETO\_TQ0.98} = \Delta t_{FOSF\_TQ0.98} + \Delta t_{DESENG\_TQ0.98} = 1973\ s + 1822\ s = 3795\ \mathrm{s} = 63\ \mathrm{min} = 1\ Hora\ y\ 3\ min$$

Para cuando se prepara el substrato con los tanques de 2.77 m^3:

$$\Delta t_{NETO\_TQ2.77} = \Delta t_{FOSF\_TQ2.77} + \Delta t_{DESENG\_TQ2.77} = 5258\ s + 4650\ s = 9908\ s$$
$$= 165\ \text{min} = 2\ Horas\ y\ 45\ min$$

Es decir que con un sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, el tiempo durante la etapa de calentamiento para el baño de desengrase mas el baño de fosfato de 0.98 m^3 y 2.77 m^3, es igual a **63 min** (1 hora y 3 minutos) y **165 min** (2 horas y 45 min) respectivamente.

8.1.7 Costo del combustible utilizado por el sistema quemador y serpentín sumergido. El cálculo del costo de combustible para el sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, se hace utilizando como referencia el GLP y el GN.

La metodología a utilizar para el cálculo del costo de combustible consiste en inicialmente calcular el consumo del GLP en kg para multiplicarlo por el costo del GLP en kg y para el cálculo del costo del GN se convierte los kilogramos de GLP calculados en galones de GLP para posteriormente por medio de un factor de conversión energética calcular el equivalente de los galones de GLP en m^3 de GN.

El consumo de combustible del GLP se calcula con la siguiente expresión:

$$\dot{E}_{QUEMADOR} = \dot{m}_{COMBUSTIBLE} \times Pc_{COMBUSTIBLE}\ (kJ)$$

Donde:

- $\dot{E}_{QUEMADOR}$: Potencia nominal máxima del quemador.
- $\dot{m}_{combustible:}$ Flujo máximo del combustible.
- $Pc_{combustible}$: Poder calorífico inferior del combustible, que para el gas propano líquido es igual a 46340 kJ/kg[5].

El flujo másico de GLP para los tanques de 0.98 m^3 y 2.77 m^3 según la potencia nominal del quemador, es:

$$\dot{m}_{COMB\_GLP\_TQ0.98\_\&\_TQ2.77} = \frac{\dot{E}_{QUEM\_TQ0.8}}{Pc_{COMB\_GLP}} = \frac{116.6667\ kJ/s}{46340\ kJ/kg} = 2.5176\ x\ 10^{-3}\ kg/s$$

Conociendo el flujo másico de GLP que se produce en el quemador de 400000 Btu/hr y el tiempo que invierte el sistema de calentamiento de quemador y

serpentín sumergido, se obtiene la masa en kilogramos del combustible utilizado por el sistema de calentamiento.

Según los cálculos de la sección 8.1.6 se conoce que el tiempo invertido por el tanque de desengrase más el tanque de fosfato de cada uno de los tamaños de tanques (0.98 m^3 y 2.77 m^3), es:

$$\Delta t_{NETO\_TQ0.98} = 3795\ s$$

$$\Delta t_{NETO\_TQ2.77} = 9908\ s$$

La ecuación para calcular la masa de combustible (m), conociendo el flujo másico ($\dot{m}$) y un Δt, es:

$$m_{COMBUSTIBLE} = \dot{m}_{COMBUSTIBLE} \times \Delta t\ (kg)$$

Con la ecuación anterior, la masa de GLP consumida por el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido en el proceso de subir la temperatura de 20 ºC a 50 ºC al baño de desengrase más el baño de fosfato, de cada uno de los tamaños de tanques (0.98 m^3 y 2.77 m^3), es:

$$m_{COMB\_GLP\_TQ0.98} = \dot{m}_{COMB\_GLP\_TQ0.98} \times \Delta t_{QUEM\_SERP\_TQ0.98}$$
$$= 2.5176\ x\ 10^{-3}\ kg/s \times 3795\ s = 9.5543\ kg$$

$$m_{COMB\_GLP\_TQ2.77} = \dot{m}_{COMB\_GLP\_TQ2.77} \times \Delta t_{QUEM\_SERP\_TQ2.77}$$
$$= 2.5176\ x\ 10^{-3}\ kg/s \times 9908\ s = 24.9444\ kg$$

Para calcular cuánto cuesta calentar con GLP y con GN, se tiene presente que actualmente Colgas[11] cobra por 1 kg de GLP un valor de $ 1729 y Gases de Occidente[12] cobra por 1 m^3 de GN un valor de $ 826.

Calculo del costo del GLP:

Con el costo por kg de GLP y con el consumo en kg de GLP, el costo del combustible para el calentamiento de los baños (desengrasante más el de fosfato) de 0.98 m^3 y 2.77 m^3, utilizando el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido es:

$$Costo_{GLP} = Valor\ por\ kg\ de\ GLP \times kg\ consumidos\ por\ el\ sistema$$

[11] Colgas S.A. Compañía distribuidora y comercializadora de gas propano
[12] Gases de Occidente S.A. Compañía distribuidora y comercializadora de gas natural

$Costo_{GLP\_TQ0.98} = \$\ 1729 \times 9.5543\ kg = \$\ 16519.3847$

$Costo_{GLP\_TQ2.77} = \$\ 1729 \times 24.9444\ \text{kg} = \$\ 43128.8676$

Calculo del costo del GN:

Inicialmente se convierte los kilogramos de GLP a galones de GLP, esto es:

$m_{GLP} = D_{GLP} \times V_{GLP}\ (\ kg) \rightarrow\ V_{GLP} = m_{GLP}/D_{GLP}\ \ (m^3)$

$V_{GLP\_TQ0.98} = 9.5543\ kg/500\ \ kg/m^3 = 0.0191\ (m^3) = 5.0457\ gln$

$V_{GLP\_TQ2.77} = 24.9444\ kg\ /500\ \ kg/m^3 = 0.0499\ (m^3) = 13.1822\ gln$

Ahora se convierte energéticamente gln de GLP a m^3 de GN (ver Anexo A-5):

$Galon\ de\ GLP\ \ \times 2.6052 =\ \ m^3 de\ GN$ (Factor de conversión energético)

$5.0457\ gln\ de\ GLP\ _{TQ0.98} \times 2.6052 =\ \ 13.1451\ m^3 de\ GN_{TQ0.98}$

$13.1822\ gln\ de\ GLP\ _{TQ2.77} \times 2.6052 =\ \ 34.3423\ m^3 de\ GN_{TQ2.77}$

Es decir que el costo del GN consumido por el baño de desengrase más el de fosfato de 0.98 m^3 y 2.77 m^3 utilizando el sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido es:

$Costo_{GN} = Consumo_{GN} \times Valor\ por\ m^3 del\ GN\ (\$)$

$Costo_{GN\_TQ0.98} = 13.1451\ m^3 \times \$\ 826/m^3 = \$\ 10857.8526$

$Costo_{GN\_TQ2.77} = 34.3423\ m^3 \times \$\ 826/m^3 = \$\ 28366.7398$

A continuación en el Cuadro 4 se muestra el resumen de los valores obtenidos en el análisis del sistema quemador y serpentín sumergido.

Cuadro 4. Resumen de los valores obtenidos en el análisis del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido

Titulo	Baño	
	0.98 m^3	**2.77 m^3**
Energía necesaria para subir la temperatura de 20 ºC a 50 ºC de un solo baño	125298.3240 kJ	352045.9260 kJ

Cuadro 4. (Continuación)

Titulo	Baño	
	0.98 m^3	**2.77 m^3**
Pérdida de calor por uno de los tanques con sistema de calentamiento y aislado térmicamente	0.0633 kJ/s	0.1292 kJ/s
Capacidad máxima nominal del quemador	116.6667 kJ/s (400000 Btu/hr)	116.6667 kJ/s (400000 Btu/h)
Diámetro nominal del tubo para el serpentín calibre 40	5” (127mm)	5” (127mm)
Longitud real de la línea central del tubo	4.0000 m	6.6000 m
Longitud efectiva de la línea central del tubo	4.6706 m	7.2706 m
Eficiencia bajo condiciones estándar	66.37 %	74.00 %
Eficiencia para el sitio de instalación	59.00 %	65.00 %
Eficiencia real promedio bajo las características del proceso para el baño de fosfato	54.50 %	57.50 %
Eficiencia real promedio bajo las características del proceso para el baño de desengrasante	59.00 %	65.00 %
Tiempo para los tanques (desengrase y fosfato) que demoran en alcanzar la temperatura mínima de operación (50 ºC)	63 min (1 hora y 3 min)	165 min (2 horas y 45 min)
Costo del combustible utilizando GLP, por los dos quemadores instalados en los tanques (desengrase y fosfato), durante la etapa del calentamiento	$ 16519.3847	$ 43128.8676
Costo del combustible utilizando GN, por los dos quemadores instalados en los tanques (desengrase y fosfato), durante la etapa del calentamiento	$ 10857.8526	$ 28366.7398

8.1.8 Selección del quemador para el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido. En la sección 8.1.3 se realizó el dimensionamiento del quemador basado en capacidades de quemadores comerciales y con la compañía Premac se gestionó la cotización del equipo marca Wayne (ver Figura 18 y Anexo C-1).

Las especificaciones del quemador, son:

- Marca: Wayne.
- Modelo: HSG 400.
- Número de Parte: 62377C.
- Capacidad: 200 – 400 M Btu/hr.
- Diámetro del tubo de aire: 4”.
- Longitud del tubo de aire: 6”.
- Combustible: Gas Natural o gas propano a una presión de 2” a 4” columna de agua (0.0722 PSI a 0.1445 PSI).

Figura 18. Quemador Wayne HSG 400

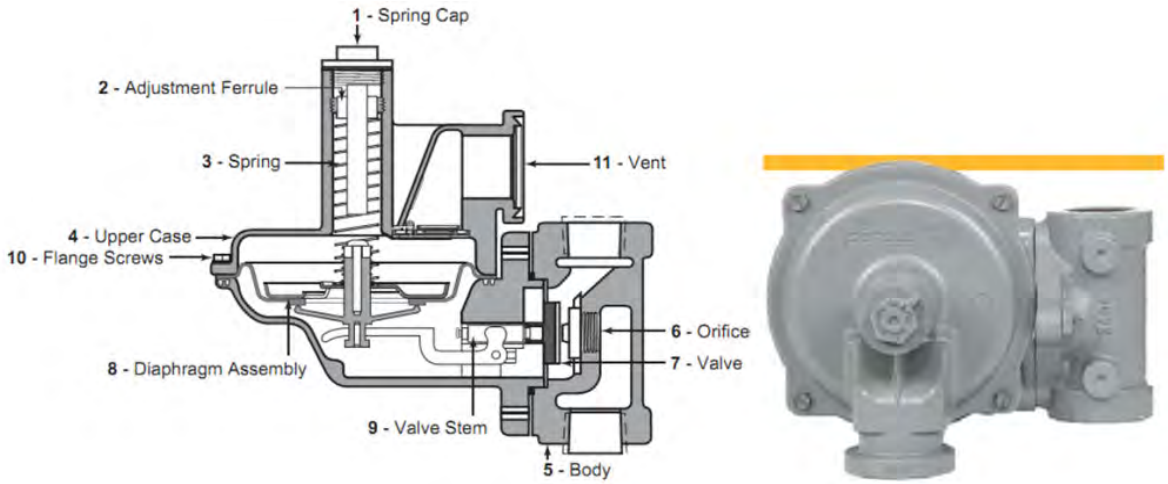
Fuente: Wayne Combustion System™. EEUU: 2012. [Consultado el 15 de Julio de 2012]. Disponible en internet: http://www.waynecombustion.com/contact-us.aspx

Como ya se ha mencionado, solo se tendría dos quemadores y como se dispone de dos tanques de 0.98 m^3 y dos tanques de 2.77 m^3 con sistema de calentamiento (tanques pequeños y grandes), lo que se hace es que se diseña una instalación que permita instalar los quemadores en los tanques con que se vaya a preparar en el momento que se requiera, esto es viable porque no se trabajan con los dos tamaños de tanques al tiempo.

En la cotización del equipo (ver Anexo C-1), existe otro ítem que es un regulador marca Sensus, el cual se utilizaría para regular la entrada de gas al quemador (ver Figura 19).

En el diseño de la instalación de los quemadores a los tanques con sistema de calentamiento, se define que en cada tanque (dos de 0.98 m^3 y dos de 2.77 m^3) exista un regulador fijo, es decir que no sería como en el caso de los quemadores, que se tienen solo dos quemadores para los cuatro tanques con sistema de calentamiento (dos de 0.98 m^3 y dos de 2.77 m^3).

Figura 19. Regulador Sensus modelo 496



Fuente: Sensus. EEUU: 2012. [Consultado el 15 de Julio de 2012]. Disponible en internet: http://sensus.com/web/usca/product?division_id=gas&product_line_id=regulators-domestic&product_id=domestic-496

8.1.9 Sistema de control de temperatura del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido. El sistema de control del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, es un sistema de control de temperatura de los baños con sistema de calentamiento del proceso de preparación del substrato de la compañía ICL SAS.

La temperatura de los baños debe de estar entre 50 y 55 ºC, es decir que el sistema de control de temperatura debe de tener la capacidad de garantizar este rango de temperatura, ahora, como la amplitud del rango es de 5 ºC, el punto de ajuste (Set Point) sería de 52.5 ºC +/- 2.5 ºC, es decir que cuando el baño alcance los 52.5 ºC +/- 2.5 ºC el quemador debe de apagarse y si la temperatura baja de los 50 ºC el quemador debe de iniciar nuevamente la flama.

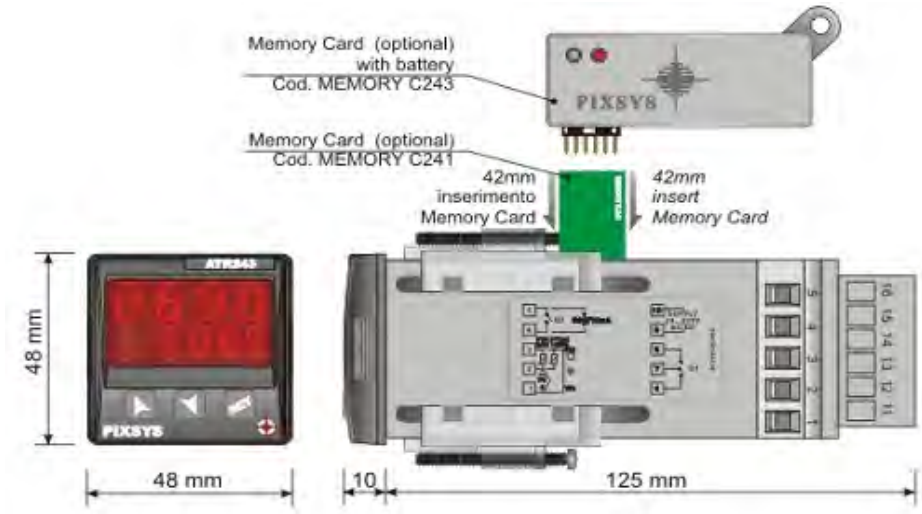
Los componentes que se eligieron y se cotizaron (ver Anexo C-5) para el sistema de control del sistema de quemador y serpentín sumergido, son:

- Controlador de temperatura (ver Figura 20).
- RTD PT100 (detector de temperatura resistivo).
- Componentes eléctricos para la instalación (Relevo electromecánico, mini-breaker, interruptor, led de indicación de encendido y apagado del sistema de control y cableado para instrumentación y vehículo).

La manera de acoplar el sistema de control al sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, consiste en fijar la RTD al tanque de preparación con sistema de calentamiento, esta RTD se conecta al controlador por medio de un cable para instrumentación de 3 x 18 y el controlador se conecta a un relevo electromecánico de 8 pines y 110 voltios por medio de cable vehículo Nº 20 (porque el controlador no maneja potencia) y de este relevo sale una conexión para el circuito del encendido del quemador y de esta manera conmuta el encendido y apagado del quemador, y para la protección del quemador se utiliza un mini-breaker de 3 amperios (ver Anexo D-17).

El funcionamiento del sistema de control para el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, inicia con el censado de la temperatura por medio de la RTD que constantemente le está enviando una señal eléctrica al controlador y el controlador la traduce a un valor de temperatura, cuando la temperatura se sale del Set Point, este controlador envía una señal eléctrica que activa la bobina del relevo y de esta manera el relevo conmuta el circuito de encendido y apagado del quemador .

Figura 20. Controlador de temperatura, marca Pixsys 48 x 48 Ref. ATR243



Fuente: Pixsys Electronics. EEUU: 2012. [Consultado el 10 de Agosto de 2012]. Disponible en internet: http://www.pixsys.net/es/productos/controladores/atr243-515

8.1.10 Diseño de los tanques nuevos para el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido. Actualmente el proceso de preparación de substrato, tiene tanques de 0.8 m^3 y 2.56 m^3, estos tanques se deben de

reemplazar por tanques nuevos, porque con se mencionó anteriormente, el diámetro del serpentín puede ser mínimo de 5” y esto obliga a que se modifique la altura de los tanques y otra de las razones para hacer tanques nuevos es que los actuales se encuentran en regular estado y no se justificaría hacer una inversión relativamente alta en un nuevo sistema de calentamiento y seguir con los mismos tanques actuales.

Cuando se hizo el dimensionamiento del serpentín en este capítulo, se hizo de tal manera que se conservó las dimensiones de ancho y largo de los tanques actuales y solo se modificó la altura, al final se obtuvo tanques de 0.98 m^3 que reemplazan a los actuales de 0.8 m^3 y tanques de 2.77 m^3 reemplazan a los actuales de 2.56 m^3.

Como el proceso de preparación de substrato tiene cuatro estaciones que están en línea (desengrase, enjuague activado, fosfato y enjuague final) y solo dos estaciones tienen sistema de calentamiento (desengrase y fosfato), entonces se define que se construyan tanques nuevos de igual tamaño para cada uno de los tanques de cada estación.

En esta sección se ilustra sin entrar en detalle, el diseño de los tanques nuevos, a fin de ilustrar la manera como sería el diseño y construcción de los tanques, el diseño de los tanques en su totalidad se proyecta para que sea construido en las instalaciones de ICL porque se dispone del recurso humano y físico para este fin.

Los materiales con los que se diseñan los tanques son:

- Acero ASTM A-36.
- Acero Inoxidable AISI 304.
- Lana de Roca (material para aislamiento térmico).

8.1.10.1 Diseño de la estructura metálica de los tanques nuevos para el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido. La estructura metálica para los tanques con sistema de calentamiento y para los que no tienen sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, está compuesta por una base, paredes laterales y refuerzos, construidos en lámina HR ASTM A-36 de calibre 14 (2.0 mm), internamente el tanque tiene un recubrimiento en lámina inoxidable AISI 304 cal. 20 (0.9 mm) para evitar la corrosión, otra característica de los tanques es que están por encima del nivel del piso por medio de tubos que le sirven de soporte.

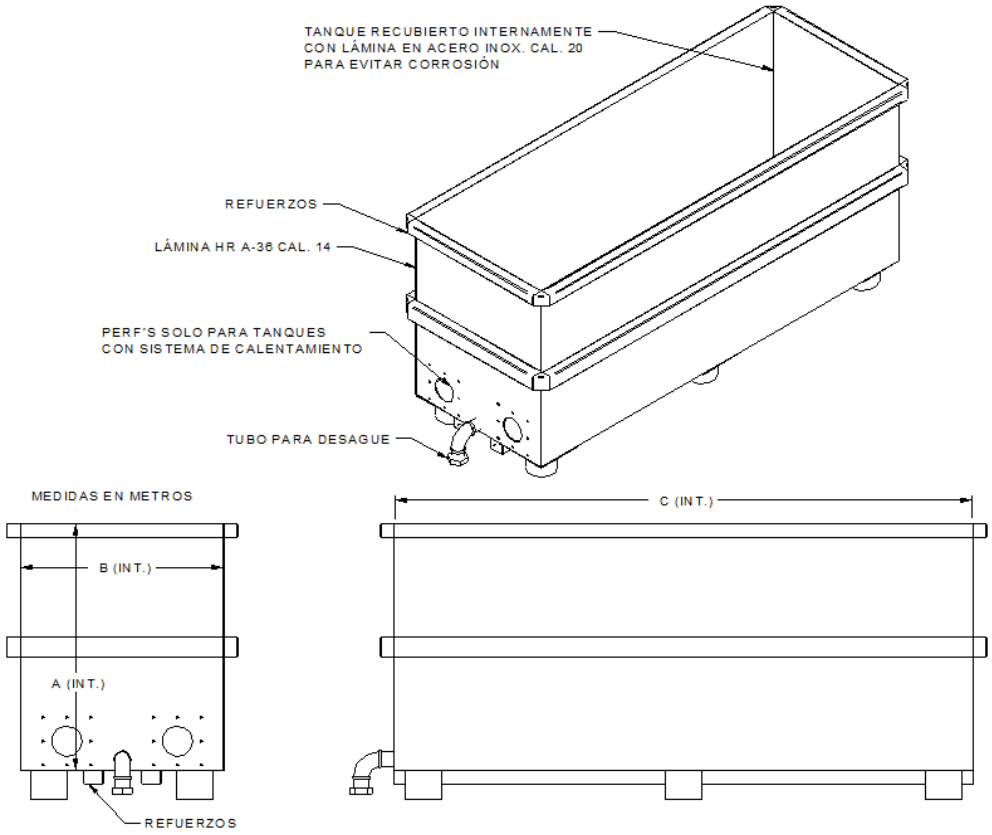
En la Figura 21 se ilustra el diseño de la estructura del tanque para el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, en esta figura se visualizan dos perforaciones por una de las caras laterales del tanque, estas perforaciones solo están para los dos tanques con sistema de calentamiento (desengrase y fosfato), perforaciones que se utilizan para ensamblar el serpentín.

En la Cuadro 5 se muestran los valores a los que corresponden las letras A, B y C de la Figura 21.

Cuadro 5. Dimensiones internas de la estructura de los tanques para el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido

Volumen	A	B	C
Tanque de 0.98 m^3	0.850 m	0.700 m	2.000 m
Tanque de 2.77 m^3	1.200 m	0.800 m	3.300 m

Figura 21. Diseño de la estructura metálica de los tanques para el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido



En la próxima sección se calculará la resistencia de los tanques nuevos para el sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, el procedimiento consiste en calcular:

- La fuerza resultante de la pared vertical del tanque.
- La carga distribuida en la base del tanque.
- El esfuerzo máximo normal de la pared vertical y de la base del tanque.
- El factor de seguridad.

La manera de validar la resistencia mecánica, es con el factor de seguridad, para el caso de estudio se define que sea igual o mayor a 1.5, este valor se selecciona porque es típico para algunas de las diferentes estructuras metálicas.

Los cálculos de la resistencia estructural de los tanques se hacen con un método analítico, utilizando las ecuaciones de resistencia de materiales.

8.1.10.2 Cálculo de la resistencia mecánica de la pared vertical de los tanques nuevos para el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido. Para el cálculo de la fuerza resultante de la pared vertical del tanque, por simplicidad de los cálculos, solo se analiza la pared vertical de los tanques de 2.77 m^3, porque esta es la pared que tiene mayor esfuerzo, es decir que la validación de esta pared valida la pared vertical de los tanques de 0.98 m^3, lo anterior es válido porque la geometría de la pared vertical es parecida para ambos tamaños de tanque.

La metodología de los análisis consiste en determinar la fuerza resultante de la pared vertical que está cubierta por el baño, posteriormente utilizar este valor para calcular el esfuerzo máximo normal y por último el factor de seguridad.

Cálculo de la fuerza resultante de la pared vertical del tanque de 2.77 m^3:

La fuerza resultante y la distancia a la que se ubica esta fuerza medida desde la base del tanque (centro de presión) de una pared vertical de un tanque que en su interior contiene un fluido, se determina con las siguientes ecuaciones (ver Figura 22):

$$F_R = \gamma(d/2)A\ (kN)$$

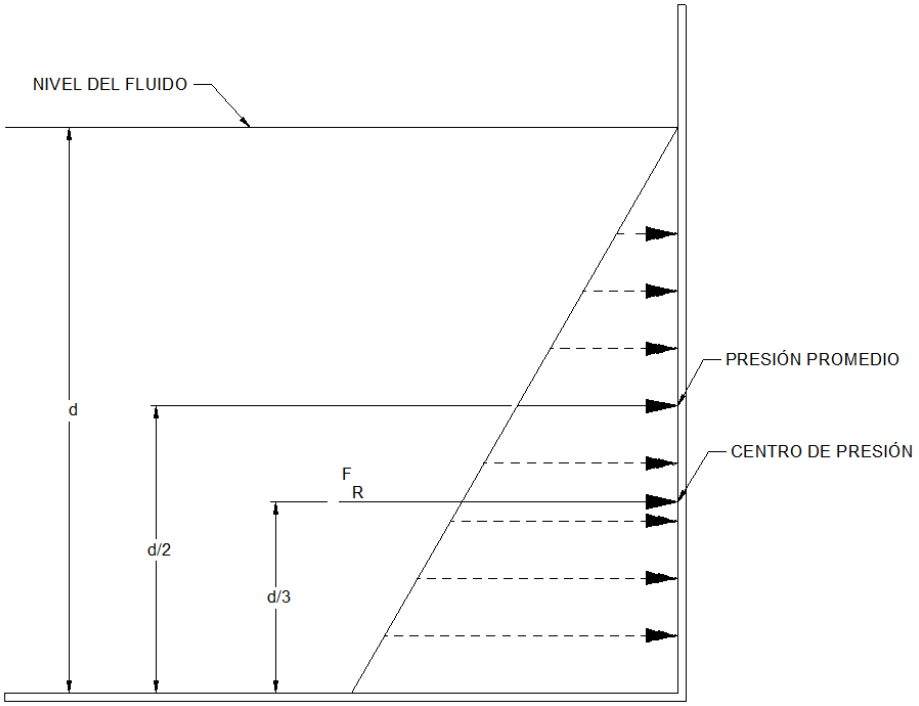
$$Centro\ de\ presión = \ d/3\ \ (m)$$

Donde:

- F_R: Es la fuerza resultante de una pared vertical de un tanque que en su interior contiene un fluido, en kN.
- Centro de presión: Distancia a la que está ubicada el centro de presión, tomada desde la base, en m.
- γ: Es el peso específico del fluido, en kN/m^3.
- d: Es la profundidad total del fluido, en m.
- A: Es el área de la pared vertical que ocupa la altura del baño, en m^2.

Para el caso de estudio, el fluido se asume que es agua, porque de la solución que está compuesta el baño, en su gran mayoría es agua y el valor del peso especifico del agua es igual a 9.79 kN/m^3

Figura 22. Diagrama de presiones de una pared vertical de un tanque



El valor de profundidad del fluido (d) y el área vertical (A) de la pared que ocupa el baño de los tanques de 2.77 m^3 con sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, es (ver Figura 15):

$d_{TQ2.77} = 1.0500\ m$

$A_{VERT\_TQ2.77} = 1.0500\ m \times 3.300\ m = 3.4650\ m^2$

Sustituyendo los valores anteriores en la ecuación de F_R y en la ecuación del centro de presión, se obtiene:

$$F_{R\_VERT\_TQ2.77} = \gamma(d/2)A = 9.79\ kN/m^3 \times \frac{1.0500\ m}{2} \times 3.4650\ m^2 = 17.8092\ kN$$

$$Centro\ de\ presión_{VERT\_TQ2.77} = d/3 = 1.0500\ m/3 = 0.3500\ m$$

Cálculo del esfuerzo normal máximo de la pared vertical:

La pared vertical del tanque está sometida a un esfuerzo normal, la ecuación de la flexión elástica para el esfuerzo normal máximo, es:

$$\sigma_m = \frac{Mc}{I}\ (Pas)$$

Donde:

- σ_m: Es el esfuerzo máximo normal, en Pascales.
- M: Es el momento flector que genera la fuerza, en N.m.
- c: Es la distancia máxima que existe entre la superficie neutra del elemento y la superficie superior o inferior del elemento, es decir que el punto c se ubica en el centro de masa, en m.
- I: Es el momento de inercia, o segundo momento, de la sección transversal con respecto al eje central paralelo al plano por donde se genera la deflexión, en m^4.

La pared vertical del tanque del caso de estudio se puede aproximar a un caso de una viga empotrada por sus dos extremos (por estar casi totalmente restringida en todos sus ejes) con una carga descentrada (ver Figura 23).

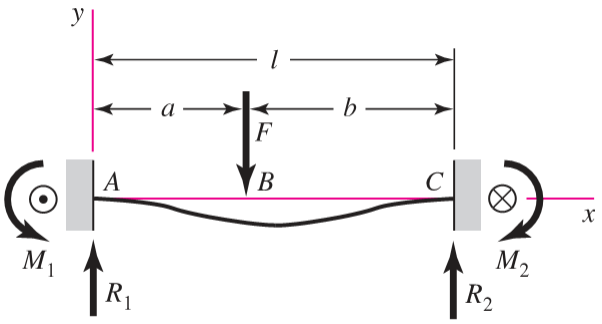
El momento flector M_{AB} de la Figura 23, se determina con la siguiente ecuación:

$$M_{AB} = \frac{Fb^2}{l^3}(x(3a+b) - al)\ (N.m)$$

De la Figura 23, para el caso de estudio, la letra (a) corresponde a la distancia que está ubicada la fuerza resultante, es decir el centro de presión, la letra (L)

corresponde a la altura del nivel del agua, la letra (b) a la diferencia entre (L) y (a), y la abscisa (x) corresponde al punto donde se va a calcular el momento flector (M_{AB}), que para el caso de estudio se selecciona la distancia a la que está ubicada la fuerza resultante, es decir que (x) tiene igual valor de (a).

Figura 23. Viga totalmente restringida por los extremos y sometida a una carga descentrada



Fuente: BUDYNAS, Richard G. Diseño en Ingeniería Mecánica de Shigley. Octava edición. México: McGraw-Hill Interamericana, 2008. 1059 p.

Los valores de F, a, b, L, y x que corresponden a la pared vertical del tanque del caso de estudio, de 2.77 m^3, son:

$$F_{TQ2.77} = F_{R\_VERT\_TQ2.77} = 17.8092\ kN$$

$$a_{TQ2.77} = Centro\ de\ presión = 0.3500\ m$$

$$l_{TQ2.77} = 1.0500\ m$$

$$b_{TQ2.77} = l - a = 1.0500\ m - 0.3500\ m = 0.7000\ m$$

$$x_{TQ2.77} = a = 0.3500\ m$$

Sustituyendo los anteriores valores en la ecuación del momento flector, se obtiene:

$$\begin{aligned} M_{AB\_TQ2.77} &= \frac{Fb^2}{l^3}(x(3a+b) - al) \\ &= \frac{17.8092\ kN \times 0.7000^2 m^2}{1.0500^3\ m^3} \\ &\times (0.3500\ m(3(0.3500\ m + 0.7000\ m) - 0.3500\ m(1.0500\ m)) \\ &= 1.8469\ kN \end{aligned}$$

Los valores de (c) y (I) (segundo momento de inercia) que corresponden a la sección transversal de la pared vertical de los tanques de 2.77 m^3, calculados con el software de SolidEdge (ver Figura 24), son:

$$c_{TQ2.77} = 0.0397\ m$$
$$I_{TQ2.77} = 9.8381x10^{-7}\ m^4$$

Sustituyendo los valores de (c) y (I) en la ecuación de σ_m, se obtiene:

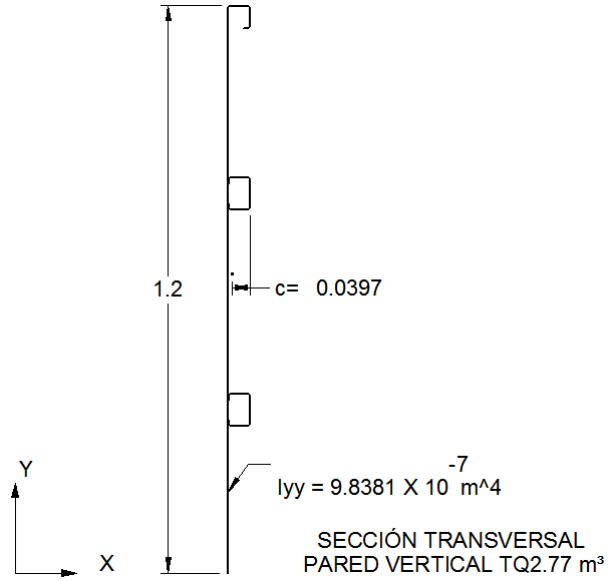
$$\sigma_{m\_TQ2.77} = \frac{Mc}{I} = \frac{1.8469\ kN * 0.0397\ m}{9.8381x10^{-7}\ m^4} = 74528.5472\ kPa = 74.5285\ MPa$$

Con el valor anterior de σ_m y el valor del esfuerzo de fluencia a tensión σ_y del acero estructural ASTM A-36, el cual es igual a 250 MPa[13], se calcula el factor de seguridad, utilizando la siguiente ecuación:

$$F_{TQ2.77} = \frac{\sigma_y}{\sigma_m} = \frac{250\ MPa}{74.5285\ \ MPa} = 3.3544$$

El factor de seguridad obtenido es superior a 1.5, lo que valida la sección transversal de la pared vertical del tanque evaluado.

Figura 24. Sección transversal de la pared vertical del tanque con sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido de 0.98 m³ y 2.77 m³

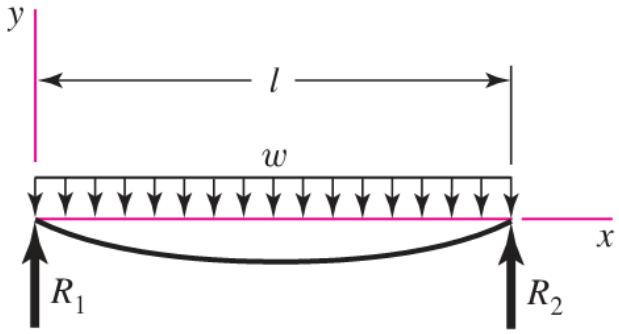


[13] BEER, Ferdinand P. Mecánica de Materiales. Cuarta edición. México: McGraw-Hill Interamericana, 2006. 788 p.

8.1.10.3 Cálculo de la resistencia mecánica de la pared inferior de los tanques nuevos para el sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido. Para el cálculo de la resistencia mecánica de la base inferior del tanque, por simplicidad de cálculos, solo se evalúa la base inferior del tanque de 2.77 m^3, porque esta base está sometida a mayores esfuerzos, comparada con la base del tanque de 0.98 m^3, es decir que la validación de esta sección transversal valida la base del tanque de 0.98 m^3, lo anterior es válido porque la geometría es igual para ambos tamaños de tanque.

La pared inferior del tanque del caso de estudio, se asemeja a una viga no prismática simplemente apoyada por sus extremos con una carga uniformemente distribuida (ver Figura 25).

Figura 25. Viga simplemente apoyada con una carga uniformemente distribuida



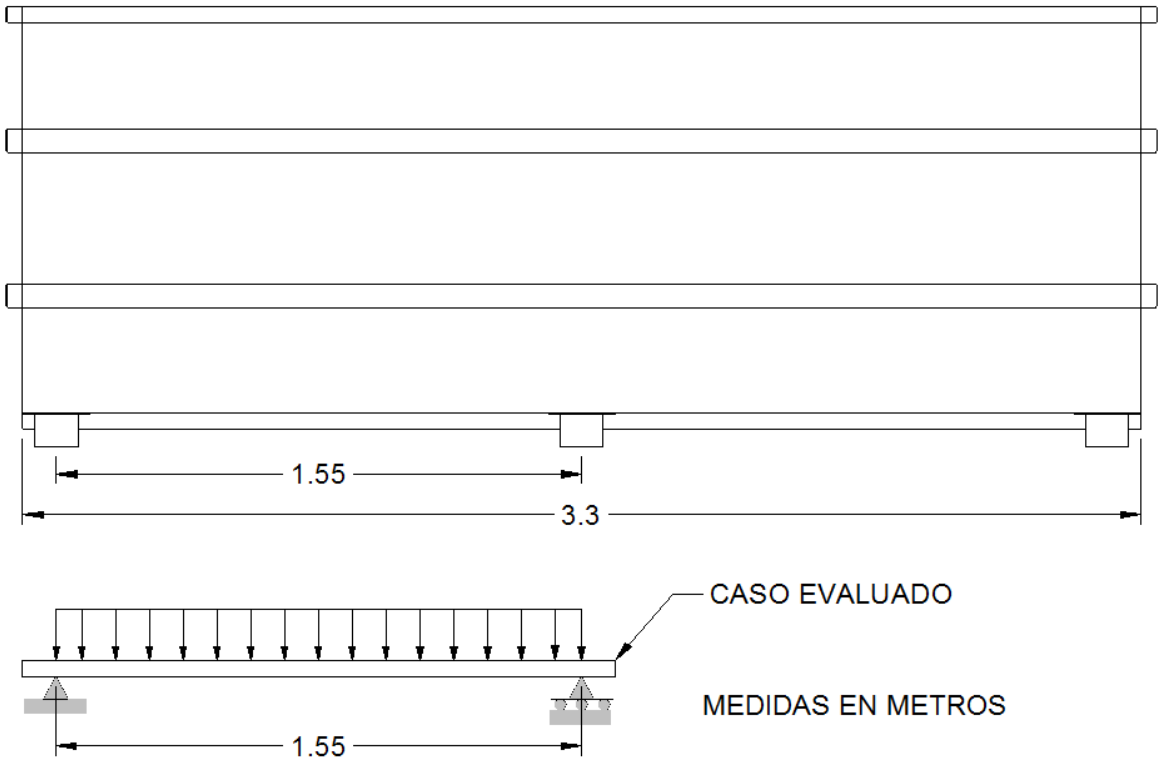
Fuente: BUDYNAS, Richard G. Diseño en Ingeniería Mecánica de Shigley. Octava edición. México: McGraw-Hill Interamericana, 2008. 1059 p.

Los valores de (x) y (L) de la Figura 25 que corresponden a la sección transversal de la pared inferior del tanque de 2.77 m^3 (caso de estudio), son:

$L = 1.5500\ m$
$x = L/2 = 0.7750\ m$

Una de las características del tanque, es que esta soportado en seis soportes, estos soportes son tubos que están uniformemente distribuidos a lo largo de toda la base, de esta manera se guarda simetría en los soportes, es por esta razón que es válido solo evaluar la mitad del tanque y de esta manera se evalúa toda la base del tanque, porque ambas mitades son iguales (ver Figura 26).

Figura 26. Representación del esfuerzo al que está sometida la base del tanque de 2.77 m³ del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido



Para calcular el mayor momento flector (M) que se produce en una viga con una carga uniformemente distribuida y simplemente apoyada por sus extremos, que es la situación a la que se asemeja la base inferior del tanque, es:

$$M = \frac{wx}{2}(l - x)\ (N.m)$$

Donde (w) corresponde a la fuerza por metro que se ejerce sobre la viga y se calcula de la siguiente manera:

$$w = \frac{fuerza\ que\ ejerce\ el\ baño\ (agua)\ (F)}{longitud\ del\ tanque\ perpendicular\ a\ la\ sección\ transversal\ evaluada\ (L_{TOTAL})}\left(\frac{kN}{m}\right)$$

$$F_{TQ2.77} = m_{masa\ \ del\ agua\ \ de\ un\ volumen\ \ de\ 2.77\ m^3} \times g\ (gravedad)$$
$$= 2761.6900\ kg \times 9.8\ m/s^2\ = 27064.5620\ N = 27.0646\ kN$$

$$L_{TOTAL}\ = L \times 2 = 1.5500\ m \times 2 = 3.1000\ m$$

Es decir que (w) es igual a:

$$w_{TQ2.77} = \frac{27.0646\ kN}{3.1000\ m} = 8.7305\ \frac{kN}{m}$$

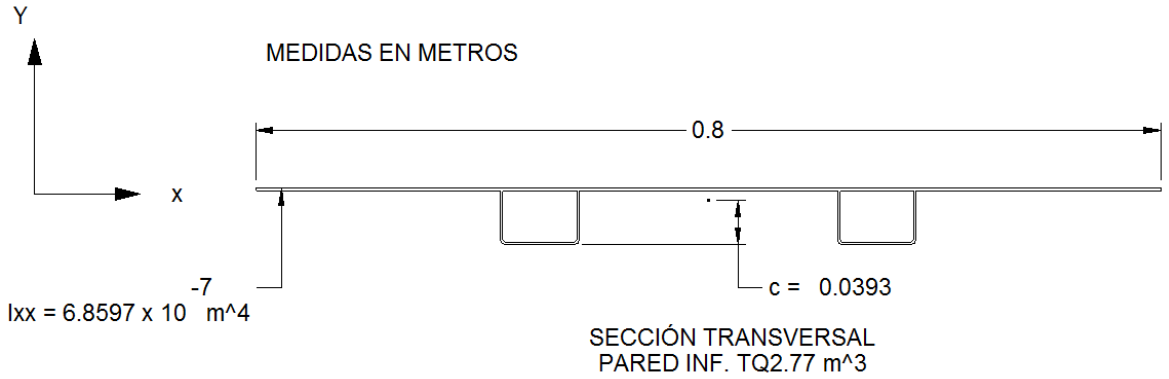
Sustituyendo los valores de (w), (x) y (L) en la ecuación del momento flector de una viga simplemente apoyada con una carga uniformemente distribuida, se obtiene:

$$M_{TQ2.77} = \frac{wx}{2}(l - x) = \frac{8.7305\ kN/m \times 0.7750\ m}{2} \times (1.5500\ m - 0.7750\ m)$$
$$= 2.6219\ kN.m$$

Los valores de (c) y (I) (segundo momento de inercia) que corresponden a la sección transversal de la pared inferior de los tanques de 2.77 m^3, calculados con el software de SolidEdge (ver Figura 27), son:

$$c_{TQ2.77} = 0.0393\ m$$
$$I_{TQ2.77} = 6.8597x10^{-7}\ m^4$$

Figura 27. Sección transversal de la pared inferior del tanque de 2.77 m³ con sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido



Sustituyendo los valores de (c), (I) y el momento flector (m) en la ecuación del esfuerzo normal máximo, para el caso de estudio, se obtiene:

$$\sigma_{m\_TQ2.77} = \frac{Mc}{I} = \frac{2.6219\ kN.m * 0.0393\ m}{6.8597x10^{-7}\ m^4} = 150211.6273\ kPa = 150.2116\ MPa$$

El factor de seguridad seria:

$$F_{TQ2.77} = \frac{\sigma_y}{\sigma_m} = \frac{250\ MPa}{150.2116\ MPa} = 1.6643$$

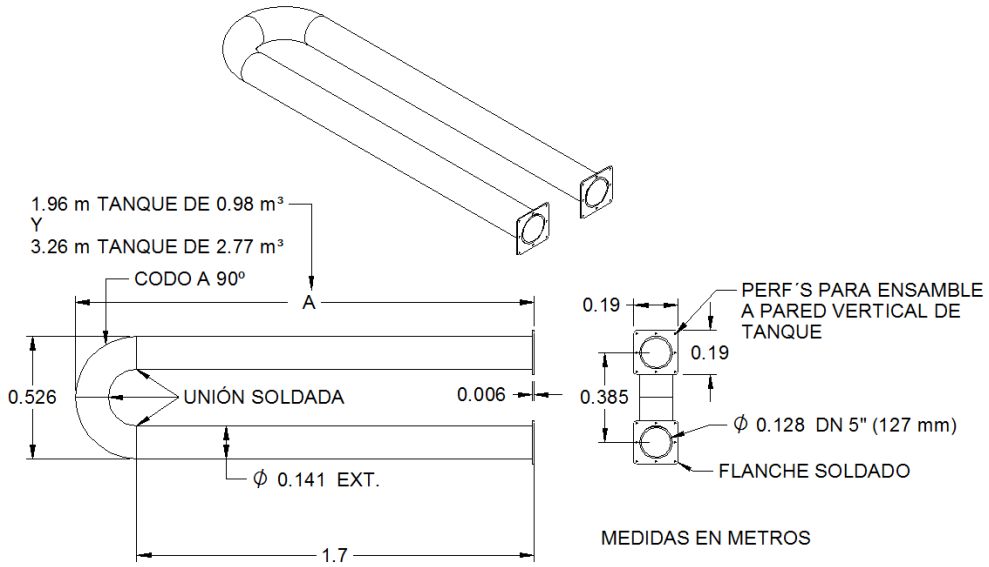
El factor de seguridad obtenido es mayor a 1.5, lo que valida la sección transversal de la pared inferior del tanque del sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido y esta validación valida el tanque de 0.98 m^3.

El cálculo de la resistencia mecánica de los soporte de apoyo al piso del tanque, no es necesario hacerlo, porque son tubos ASTM A53 de diámetro 5" calibre 40, lo que lo hace muy resistente a compresión.

8.1.10.4 Diseño del serpentín para los tanques nuevos con sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido. La dimensión del serpentín para el sistema de quemador y serpentín sumergido ya se definió en la sección 8.1.4, en esta sección se ilustra sin entrar en detalle el diseño físico del serpentín.

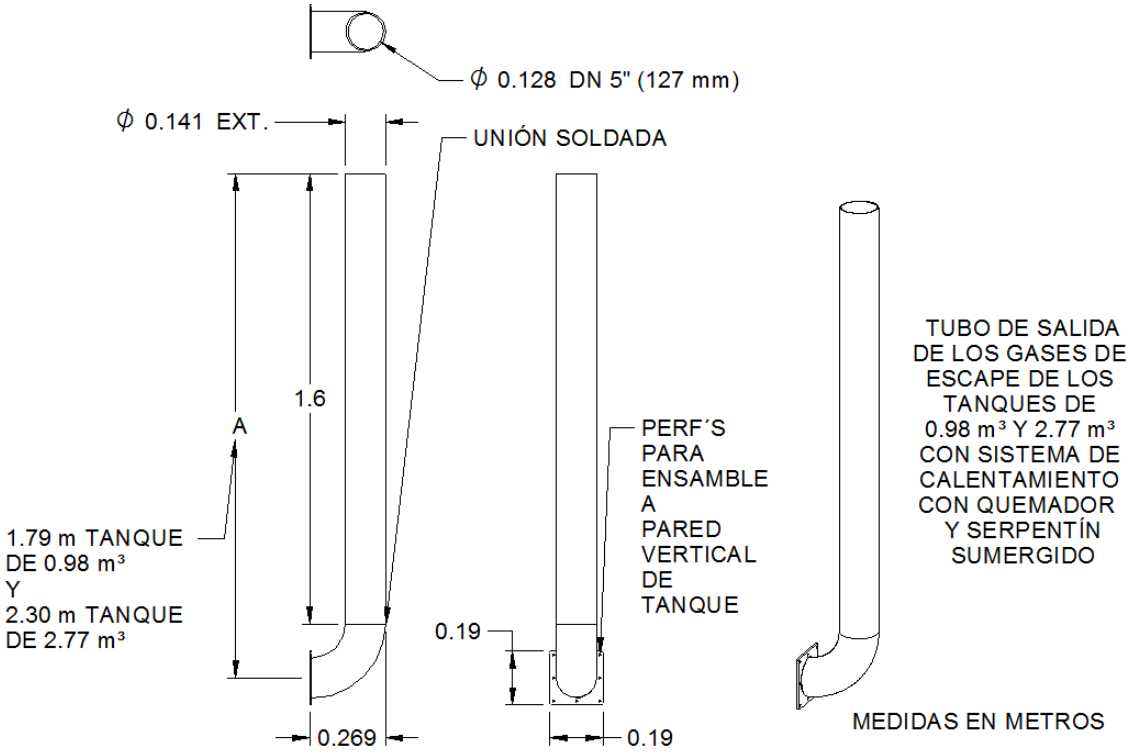
El serpentín se construye utilizando tubería inoxidable calibre 40 AISI 304 de diámetro nominal de 5" y en los retornos a 180º se utiliza codos comerciales de igual calibre, material y diámetro del tubo, las uniones entre el tubo, codo y bridas, son soldadas (ver Figura 28).

Figura 28. Serpentín para los tanques de 0.98 m³ y 2.77 m³ con sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido



Para el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, se requiere hacer una salida de los gases de la combustión hacia la atmosfera, en el diseño de este componente, se utiliza igual especificación de tubo, codo y brida del serpentín, la diferencia es que se cambia el material de acero inoxidable AISI 304 por acero estructural ASTM A-32 (ver Figura 29).

Figura 29. Diseño de la salida de los gases de escape de los tanques de 0.98 m³ y 2.77 m³ con sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido

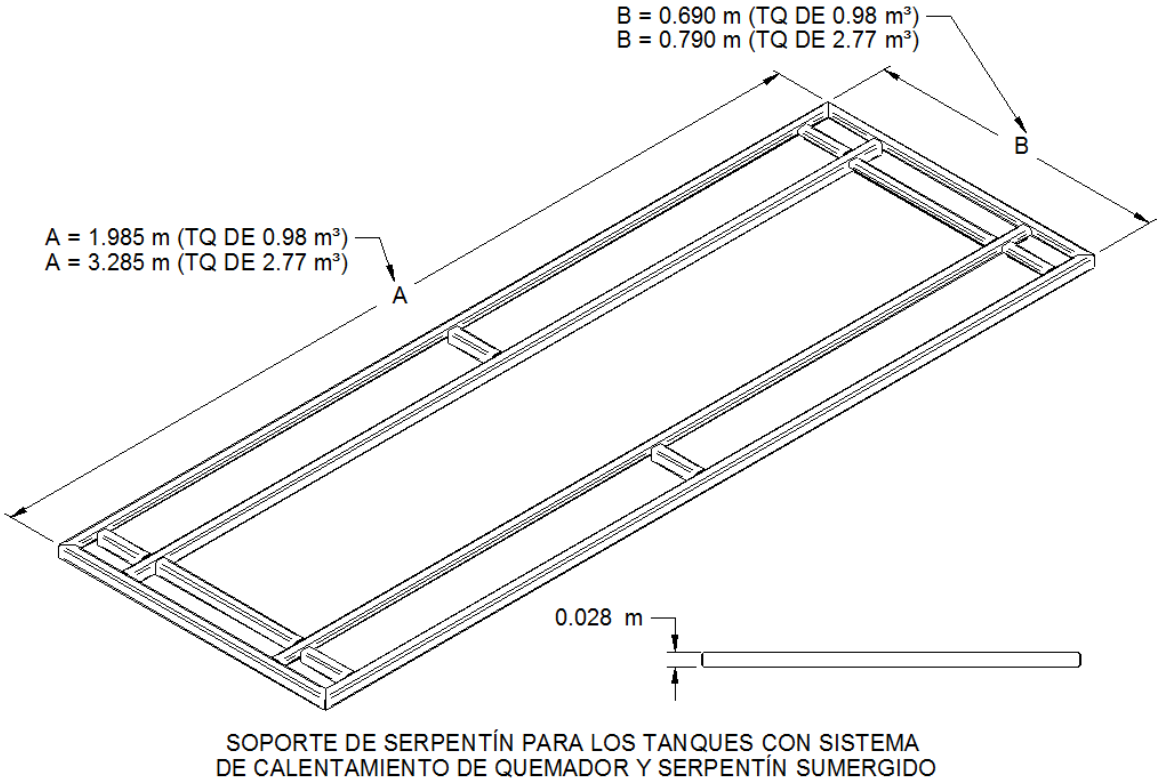


8.1.10.5 Diseño del soporte para el serpentín de los tanques nuevos con sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido. Una vez instalado el serpentín en los tanques con sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, este queda por encima del nivel de la base del tanque, debido a esta condición se necesita de una estructura que soporte al serpentín, este soporte debe poderse extraer del tanque cuando se requiera hacer limpieza a la base del tanque.

El diseño del soporte se ilustra en la Figura 30, el material utilizado, es lámina inoxidable AISI 304 calibre 14 y las uniones son soldadas, en el diseño se incluyen

refuerzos donde se soportaría la canasta que contendría los substratos a preparar, en caso de que se opte por tener este componente.

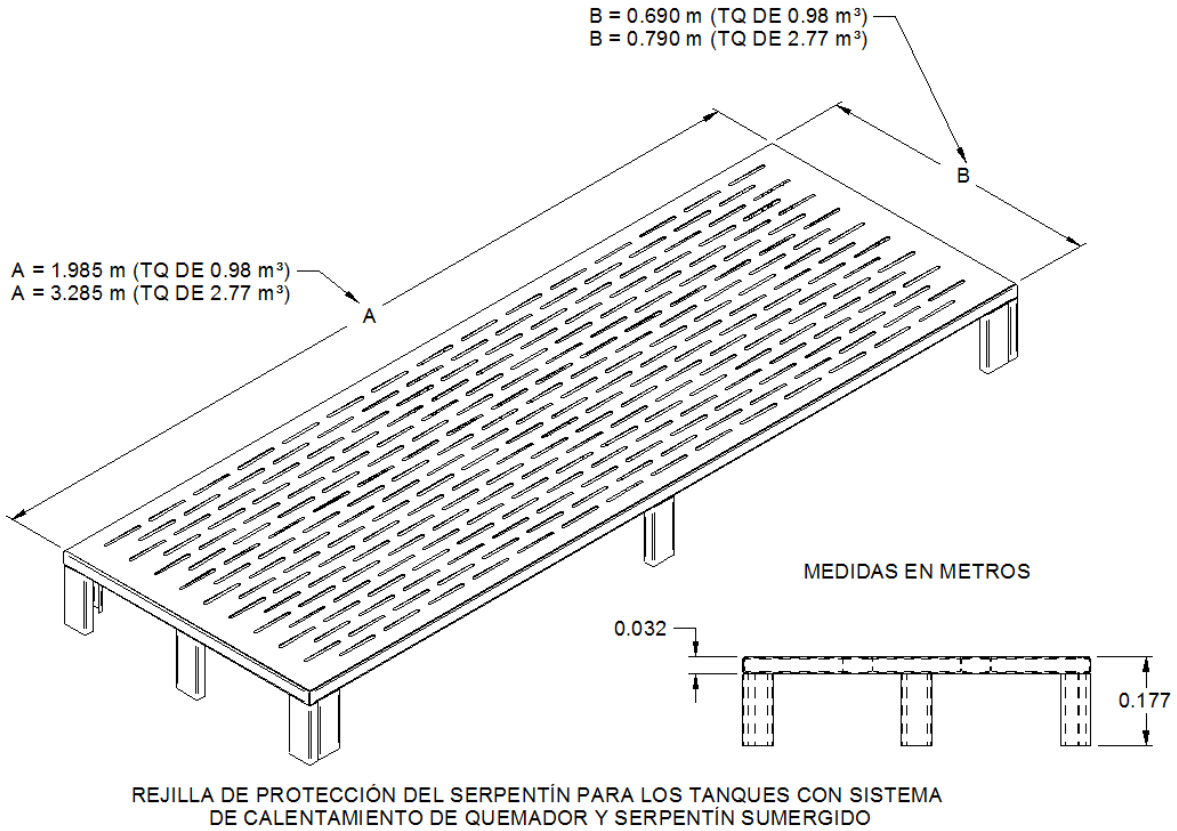
Figura 30. Diseño del soporte para el serpentín del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido



8.1.10.6 Diseño del la rejilla de protección para el serpentín de los tanques nuevos con sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido. Una vez instalado el serpentín en los tanques con sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, se debe de proteger al serpentín del daño que le pueda causar el substrato, por esta razón se diseña una rejilla que proteja al serpentín y el diseño de la rejilla está proyectado para que permita soportar una canasta en el caso de que se implemente un sistema de transporte de substrato.

El diseño del soporte se ilustra en la Figura 31, el material utilizado, es lámina inoxidable AISI 304 calibre 16 y las uniones son soldadas.

Figura 31. Diseño de la rejilla de protección del serpentín para el tanque de 0.98 m³ y 2.77 m³ con sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido



8.1.10.7 Aislamiento térmico para los tanques del sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido. Los tanques para el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, son diseñados con aislamiento térmico, para minimizar la perdida de energía por las superficies exteriores del tanque.

El diseño del aislamiento térmico para los tanques con sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, consiste en construir paneles recubiertos con lana de roca (material que dispone la compañía ICL), que se fijan a las paredes verticales e inferior del tanque, la estructura metálica del panel es en lámina inoxidable AISI 304 calibre 20 (0.9 mm) y se fija a la estructura de los tanque por medio de tornillo y tuerca (ver Figura 32), adicional al aislamiento vertical e inferior se diseña un aislamiento superior, este se hace por medio de una tapa removible que solo se utiliza durante la etapa del calentamiento, una vez se alcance la

temperatura de operación se retira la tapa para poder iniciar la preparación del substrato (Ver Figura 33).

Figura 32. Diseño de panel de aislamiento lateral de los tanques con sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, de 0.98 m³

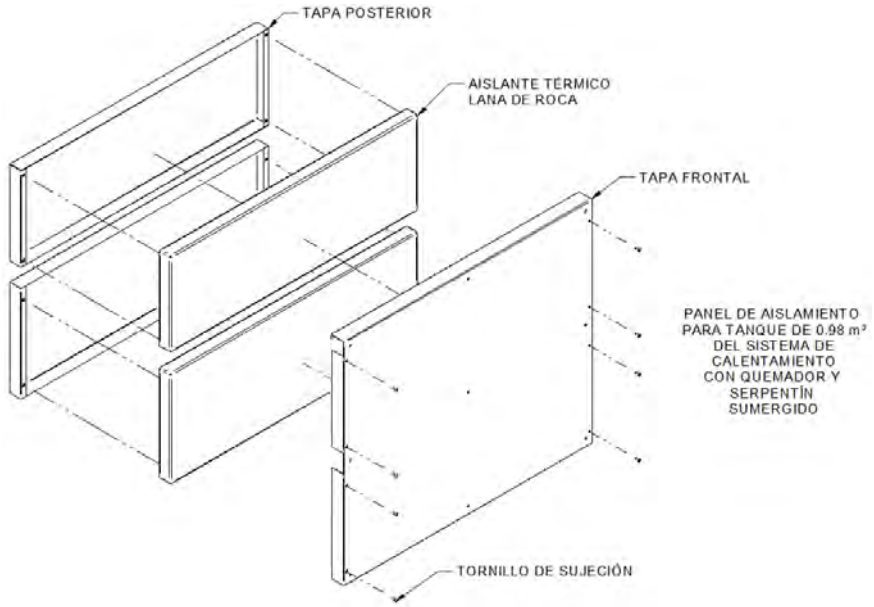
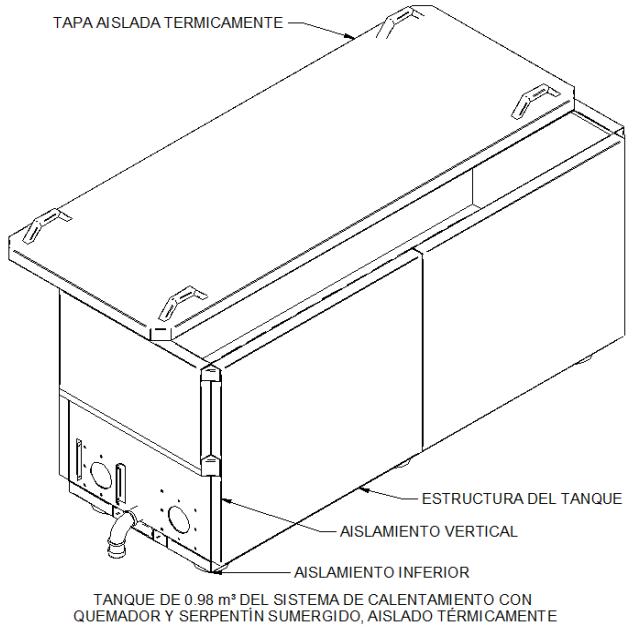


Figura 33. Tanque de 0.98 m³ del sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido aislado térmicamente



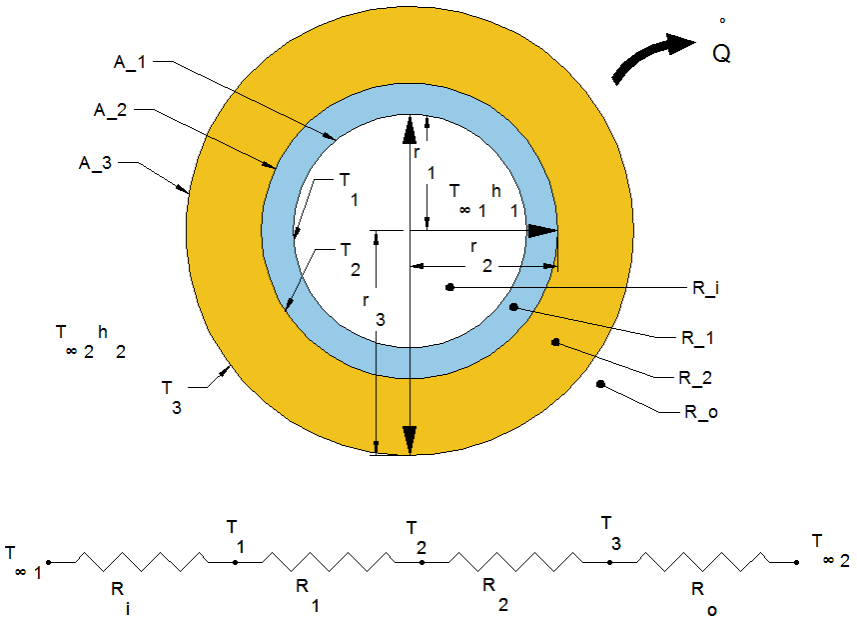
Adicional al aislamiento térmico de los tanques con sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, existe otro componente que debe ser aislado térmicamente, este componente es el tubo de salida de los gases de escape hacia la atmosfera, debe ser aislado para evitar posibles accidentes al personal de la compañía, en la siguiente sección se realiza el cálculo del espesor de aislamiento térmico para el tubo de escape de los gases de combustión del quemador.

8.1.10.8 Calculo del espesor del aislante térmico para el tubo de salida de los gases de combustión del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido. En esta sección se calcula el espesor del aislante térmico del tubo de escape de los gases de la combustión del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido y se ilustra sin entrar en detalle la manera como sería su construcción.

El espesor del aislamiento para el tubo de escape, se puede obtener calculando la perdida de energía que se produce en un tubo aislado térmicamente.

La pérdida de energía en una tubería aislada, está asociada a una red de resistencias térmicas por convección interna y externa, por conducción por el material del tubo y del aislante y por radiación, aunque esta última se omite por ser demasiada pequeña comparado con la convección externa[7] (ver Figura 34).

Figura 34. Red de resistencia térmica en un tubo con aislamiento térmico



La ecuación que calcula la transferencia de energía por medio de un tubo aislado térmicamente, es:

$$Q^{\circ} = \frac{T_{\infty\,1} - T_{\infty\,2}}{R_{TOTAL}} = \frac{T_{\infty\,1} - T_{\infty\,2}}{R_i + R_1 + R_2 + R_o}\ (W) Por\ metro\ de\ longitud\ del\ tubo$$

Y la ecuación que calcula la caída de temperatura a través de la pared del tubo y la pared del aislante es:

$$\Delta T_{TUBO} = Q^{\circ} R_{TUBO} = Q^{\circ} R_1\ (°C)$$

$$\Delta T_{AISLANTE} = Q^{\circ} R_{AISLANTE} = Q^{\circ} R_2\ (°C)$$

Donde:

$$R_i = \frac{1}{h_1 A_1} \left(\frac{°C}{W}\right) Resistencia\ por\ convección\ interna$$

$$R_1 = \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi k_1 L} \left(\frac{°C}{W}\right) Resistencia\ por\ conducción\ por\ la\ pared\ del\ tubo$$

$$R_2 = \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi k_2 L} \left(\frac{°C}{W}\right) Resistencia\ por\ conducción\ por\ la\ pared\ del\ aislante$$

$$R_o = \frac{1}{h_2 A_3} \left(\frac{°C}{W}\right) Resistencia\ por\ convección\ externa$$

- $T_{\infty 1}$: Es la temperatura del fluido que circula por dentro del tubo, para el caso de estudio es aire.
- $T_{\infty 2}$: Es la temperatura de los alrededores al tubo, para el caso de estudio la temperatura ambiente promedio.
- h_1, h_2: Es el coeficiente de convección interna y externa, en W / m^2 ºC.
- r_1: Es el radio interno del tubo, en m.
- r_2: Es el radio externo del tubo y el interno del aislante, en m.
- r_3: Es el radio externo del aislante, en m.
- k_1, k_2: Es la conductividad térmica del material del tubo y del aislante, respectivamente, en W / m ºC.
- L: es la longitud del tubo, que se toma como 1 m.
- A_1, A_2: Es el área interna y externa, respectivamente, de transferencia de calor, por m^2.
- ΔT_{TUBO}: Caída de temperatura a través de la pared del tubo.
- $\Delta T_{AISLANTE}$: Caída de temperatura a través de la pared del aislante.

Para el caso de estudio, se omite la resistencia térmica a través de la pared del tubo, por tener un espesor demasiado pequeño, y la resistencia por convección interna por ser demasiado pequeña comparada con la resistencia por convección externa y la de conducción, con esta consideración la ecuación se resume a:

$$Q^{\circ} = \frac{T_{\infty\,1} - T_{\infty\,2}}{R_{TOTAL}} = \frac{T_{\infty\,1} - T_{\infty\,2}}{R_2 + R_o}\ (W)\ Por\ metro\ de\ longitud\ del\ tubo$$

En el cálculo de la transferencia de energía del aire caliente hacia los alrededores y el espesor del material aislante, se inicia asumiendo un valor inicial de espesor y sobre este se realizan los cálculos, si al final la diferencia de temperatura entre la temperatura del aire caliente y la temperatura de la superficie externa del material aislante es lo suficientemente grande de tal manera que no represente peligro para la intervención humana, entonces se especifica que el espesor del material aislante evaluado sería el utilizado en el aislamiento de la tubería.

Para el desarrollo del cálculo de la transferencia de energía del aire caliente hacia los alrededores, se tienen las siguientes suposiciones:

- Se considera una transferencia de calor estacionaria, porque se asume que no hay variaciones durante el tiempo de transferencia.
- Por tener simetría térmica por la geometría del tubo y las condiciones a la que está expuesta, se considera que la transferencia de calor es unidimensional.
- Se considera que la conductividad térmica del material del tubo y del aislante es constante, aunque en los cálculos se omite la resistencia térmica a través de la pared del tubo, por ser demasiado pequeña.
- Se considera demasiado pequeña la resistencia por contacto térmico en las interfaces de contactos de las superficies.

Las condiciones iníciales del caso de estudio a evaluar son:

- El tubo utilizado para la salida de los gases de la combustión producidos por el quemador, es un tubo de diámetro nominal de 5” (127 mm) calibre 40, este tubo tiene un diámetro exterior de 141.3 mm, es decir que el radio exterior r_2 es igual a 70.65 mm (0.0707 m).
- Se define que para los cálculos se inicie con un diámetro exterior del material aislante de 190 mm, es decir que el espesor del aislante quedaría de 24.35 mm (0.0243 m) y el radio exterior r_3 sería de 95 mm (0.0950 m).
- La temperatura del aire caliente según información suministrada por el proveedor del quemador, es de aproximadamente 200 ºC.
- La temperatura de los alrededores es igual a la temperatura promedio ambiente, que para el sitio de instalación es igual a 20 ºC.

- La conductividad térmica k_2 de la lana de roca (material aislante) es igual a 0.0350 W/m.K (según DIN EN 13162).

Calculo de la resistencia por convección externa:

$$R_o = \frac{1}{h_2 A_3} \left(\frac{°C}{W}\right)$$

Cálculo del coeficiente de convección externa h_2:

Para el cálculo de la temperatura de la película (T_F) del aire, se define que la temperatura de la superficie externa del tubo T_2 (T_2 = Ts) es igual a la temperatura del aire caliente, es decir 200 ºC y la temperatura de los alrededores $T_{\infty 2}$ es una temperatura ambiente promedio de 20 ºC, entonces la temperatura de la película T_F, es:

$$T_F = \frac{T_2 + T_\infty}{2} = \frac{200 + 20}{2} = 110\ °C$$

Las propiedades a la temperatura de la película del aire (T_F), son[6]:

- k = 0.0317 W/m. ºC (Conductividad térmica).
- v = 2.2230 x 10^{-5} m^2/s (Viscosidad cinemática).
- Pr = 0.7092 (Numero de Prandtl).
- $\beta = 1/T_f$ = 1/110+273 = 1/383 K.

La longitud característica L_C de la circunferencia, es igual al diámetro exterior del tubo, es decir 0.1413 m.

1) Cálculo del número de Rayleigh (Ra_L):

$$Ra_L = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L_c^3}{v^2} Pr$$

$$Ra_L = \frac{\frac{9.8m}{s^2} \times \frac{1}{383\ °C} \times (200 - 20)°C \times (0.1413^3)\ m^3}{(2.2230x10^{-5})^2\ m^4/s^2} \times 0.7092 = 208569.1421$$

2) Cálculo del número de Nusselt (Nu):

Para el cálculo del número de Nusselt, se revisa primero si $D \geq 35L/Gr_L^{1/4}$, donde (D) es el diámetro exterior del tubo, (L) la longitud del tubo y (Gr_L) corresponde al número de Grashof, si el diámetro es mayor a $35L/Gr_L^{1/4}$ entonces el cilindro vertical se trata como una placa vertical, si no es así, el cilindro se trata como un tubo horizontal[7] (ver Anexo A-4).

El número de Grashof se calcula con la siguiente ecuación:

$$Ra_L = Gr_L Pr \rightarrow Gr_L = \frac{Ra_L}{Pr} = \frac{208569.1421}{0.7092} = 294090.7249$$

El diámetro exterior del tubo es de 0.1413 m y existen dos longitudes de tubo, una de 1.6 m y otra de 2.11 m, que corresponden al tubo de escape de los tanques de 0.98 m^3 y 2.77 m^3 respectivamente.

Sustituyendo los valores anteriores con la menor longitud de tubo, en la relación $35L/Gr_L^{1/4}$, se obtiene:

$$\frac{35L}{Gr_L^{1/4}} = \frac{35 \times 1.6000\ m}{294090.7249^{1/4}} = 2.4\ m$$

El diámetro exterior del tubo de escape no es mayor a 2.4 metros y si se utiliza la longitud mayor de tubo, este valor es más alto, es decir que el tubo se trata como un tubo cilíndrico horizontal.

El número de Nusselt para una superficie cilíndrica horizontal se calcula con la siguiente ecuación:

$$Nu = \left\{ 0.6 + \frac{0.387 Ra_L^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0.559}{Pr}\right)^{9/16}\right]^{8/27}} \right\}^2$$

$$Nu = \left\{ 0.6 + \frac{0.387 \times (294090.7249)^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0.559}{0.7092}\right)^{9/16}\right]^{8/27}} \right\}^2 = 9.4488$$

3) Cálculo del coeficiente de convección (h)

$$h_{CONV\_HORIZ\_TUBO} = \frac{k}{L_c} \times Nu = \frac{0.0317 \;\; W/m.^{o}C}{0.1413 \;\; m} \times 9.4488 = 8.9659 \; (W/m^2.^{o}C)$$

Cálculo del área de la superficie exterior del aislante A_3 por metro:

Aquí se inicia con la suposición de un diámetro exterior del material aislante (ver Figura 34), este valor se define que sea de 190 mm (0.1900 m), es decir que el radio r_3 es igual a 95 mm (0.0950 m).

Es decir que el valor de A_3, es:

$$A_3 = 2\pi r_3 L = 2\pi \times 0.0950 \; m \times 1 \; m = \; 0.5969 \; m^2$$

Sustituyendo los valores anteriores en R_o, se obtiene

$$R_o = \frac{1}{h_2 A_3} = \frac{1}{8.9659 \;\; (W/m^2 °C) \times 0.5969 \; m^2} = 0.1868 \;\; °C/W$$

Calculo de la resistencia por convección externa:

$$R_2 = \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi k_2 L} = \frac{\ln(0.0950 \; m/0.0707 \; m)}{2\pi \times 0.0350 \;\; W/m.°C \times 1 \; m} = 1.3434 \;\; °C/W$$

Cálculo de la razón estacionaria de pérdida de calor del aire caliente a través del tubo aislado térmicamente:

Sustituyendo los valores de resistencia térmica R_2 y R_O calculados anteriormente en la ecuación de Q°, se obtiene:

$$Q^{\circ} = \frac{T_{\infty\,1} - T_{\infty\,2}}{R_{TOTAL}} = \frac{T_{\infty\,1} - T_{\infty\,2}}{R_2 + R_o} = \frac{(200 - 20) \; °C}{(1.3434 \; + 0.1868) \;\; °C/W} = 117.6317 \; W$$

Es decir que la razón de pérdida de energía del vapor de la línea de tubería de diámetro nominal de 1” hacia los alrededores es igual a 117.6316 W.

Cálculo de la caída de temperatura a través de la pared del material aislante:

Con el valor de la razón de pérdida de calor del aire caliente de la línea de tubería y con el valor de la resistencia térmica del espesor del aislante, se obtiene el valor de la caída de temperatura utilizando la siguiente ecuación:

$$\Delta T_{AISLANTE} = \dot{Q} R_{AISLANTE} = 117.6316\ W \times 1.3434\ ℃/W = 158.0263\ ℃$$

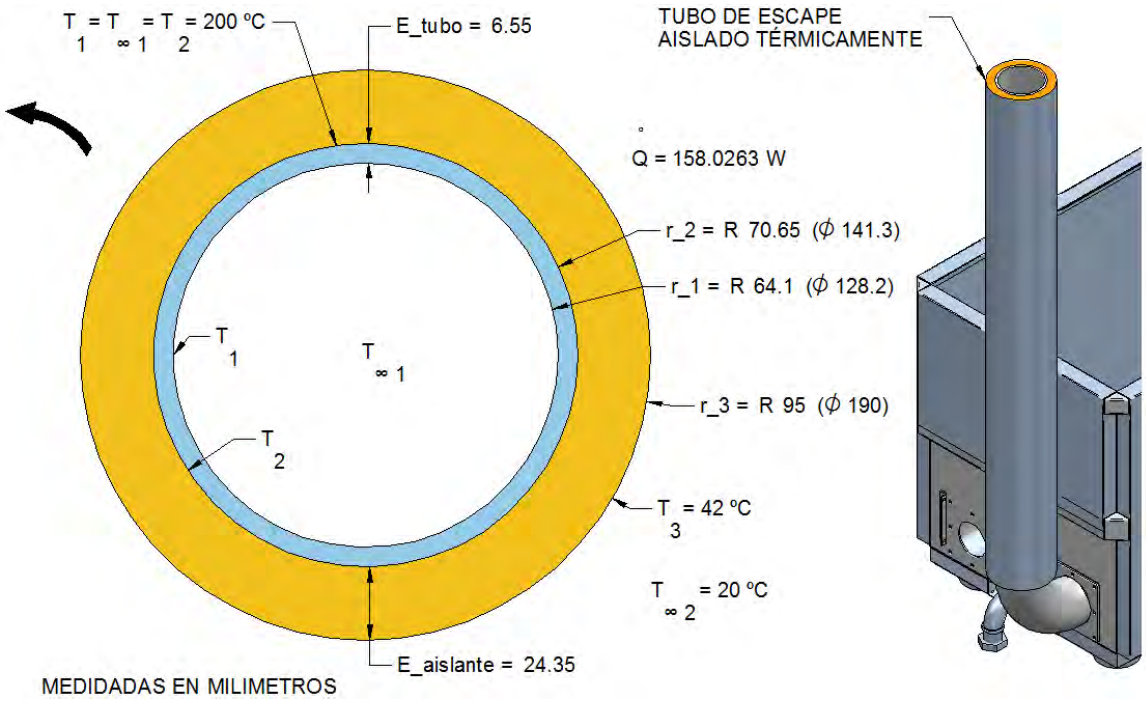
Es decir que la caída de temperatura que se produce a través del material aislante es de 158.0263 ºC, entonces el valor de la temperatura de la superficie exterior del aislante T_3, es la diferencia entre la temperatura de la superficie interior del tubo T_1, la cual se asume que es igual a 200 ºC menos el valor de la caída de temperatura a través del aislante, esto es:

$$T_3 = T_1 - \Delta T_{AISLANTE} = 200\ ℃ - 158.0263\ ℃ = 41.9737\ ℃ \approx 42\ ℃$$

Es decir que la temperatura de la superficie exterior del material aislante T_3, es aproximadamente 42 ºC, valor que no representa peligro de accidente al factor humano, lo que quiere decir que el diámetro exterior inicial supuesto para el material aislante, se valida y no se necesitan repetir cálculos, con este valor de diámetro se define que el espesor del aislante sea de:

$$E_{AISLANTE} = r_3 - r_2 = 0.0950\ m - 0.0707\ m = 0.0243\ m = 24.3000\ mm$$

Figura 35. Aislamiento del tubo de escape de los gases de combustión del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido

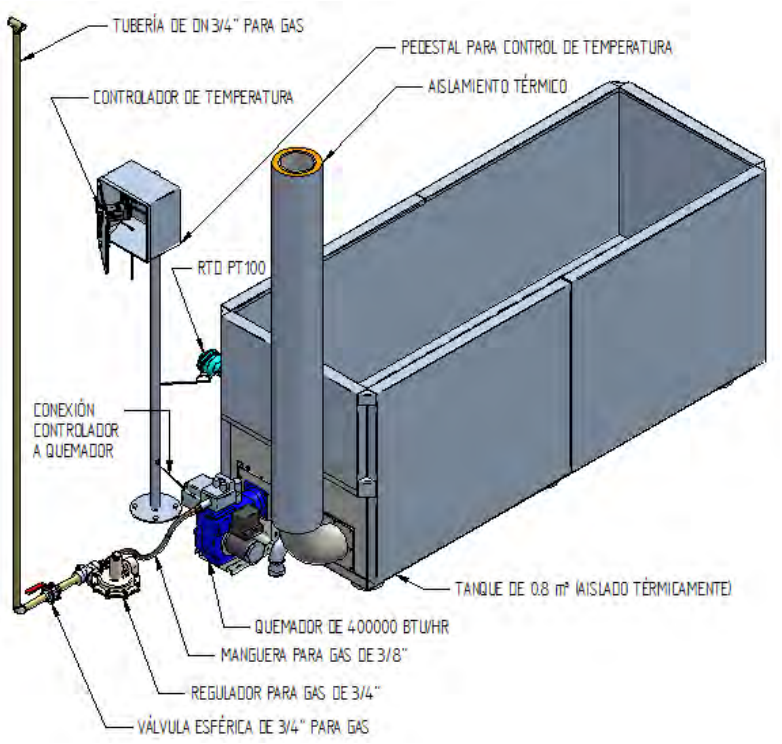


8.1.10.7 Ensamble de los elementos que componen el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido. Los elementos principales que componen el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, seleccionados y diseñados como propuesta de mejora para el proceso de preparación de sustrato de la compañía ICL, son:

- Tanque de preparación de 0.98 m^3 y 2.77 m^3.
- Conjunto serpentín, compuesto por el serpentín, la base y protector del serpentín y el tubo de salida de gases.
- Quemador de 400000 Btu/hr.
- Sistema de control.
- Accesorios de instalación del quemador a la línea de gas (Regulador, manguera, acople rápido para gas, y reducciones y acoples para manguera).
- Tubería para circulación de gas.

En la siguiente Figura 36, se ilustra el ensamble de un sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido a uno de los tanques del proceso de preparación de substrato (ver Anexo D-12 y Anexo D-13).

Figura 36. Ensamble del SC con quemador y serpentín sumergido en el tanque de 0.98 m³



8.2 SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPENTÍN SUMERGIDO

Un sistema de calentamientos de baños de tanques de preparación de substratos previo a un proceso de pintura electrostática, con caldera y serpentín sumergido, consiste en una caldera que produce vapor de agua (para el caso de estudio sería vapor saturado) y este vapor es conducido por una línea de vapor que al final entra en un serpentín sumergido en el baño del tanque, y de este serpentín el vapor después de transferir la energía en forma de calor, pasa a ser agua condensada y esta a su vez retorna por una línea de tubería de condensado al tanque de alimentación de la caldera.

8.2.1 Energía requerida por el baño con sistema de calentamiento con caldera y serpentín. A diferencia del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, el diámetro que se puede dar en el serpentín de un sistema de calentamiento con caldera es mucho más pequeño, es decir que se puede seguir utilizando las dimensiones de los tanques del sistema actual (ver Figura 3, Figura 37 y Figura 38), con esto se consigue que el requerimiento de energía sea igual al del sistema actual.

El requerimiento de energía para los baños de preparación (desengrase y fosfato) de 0.8 m^3 y 2.56 m^3 con sistema de calentamiento, se calculó en la sección 7.1, y los valores se muestran en el Cuadro 6.

Cuadro 6. Energía necesaria para el calentamiento de los tanques del SC con caldera y serpentín sumergido

Titulo	Para un baño		Para dos baños	
	0.8 m^3	**2.56 m^3**	**0.8 m^3**	**2.56 m^3**
Energía necesaria	101944.59 kJ	323373.83 kJ	203889.18 kJ	646747.66 kJ

8.2.2 Pérdida de calor de los tanques con sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido y aislados térmicamente. A continuación se muestran en el Cuadro 7 los resultados de pérdida de calor de los tanques de 0.8 m^3 y 2.56 m^3 aislados térmicamente (ve Figura 37 y Figura 38), los valores mostrados en el Cuadro 6 se calcularon de igual manera como se calculó la pérdida de energía para los tanques de 0.98 m^3 y 2.77 m^3 del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, calculados en la sección 8.1.2.

Cuadro 7. Razón de pérdida de calor vertical, superior, inferior y neto, que se presenta en un tanque con sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido y con aislamiento térmico de 50 mm

Tanque	Pérdida Vertical	Pérdida Sup.	Pérdida Inf.	Pérdida Neta
0.80 m^3	33.2716 kJ/s	12.4173 kJ/s	10.7478 kJ/s	0.0564 kJ/s
2.56 m^3	78.9475 kJ/s	23.2135 kJ/s	19.9663 kJ/s	0.1221 kJ/s

Figura 37. Tanque de 0.8 m³ con tapa y superficies exteriores aisladas

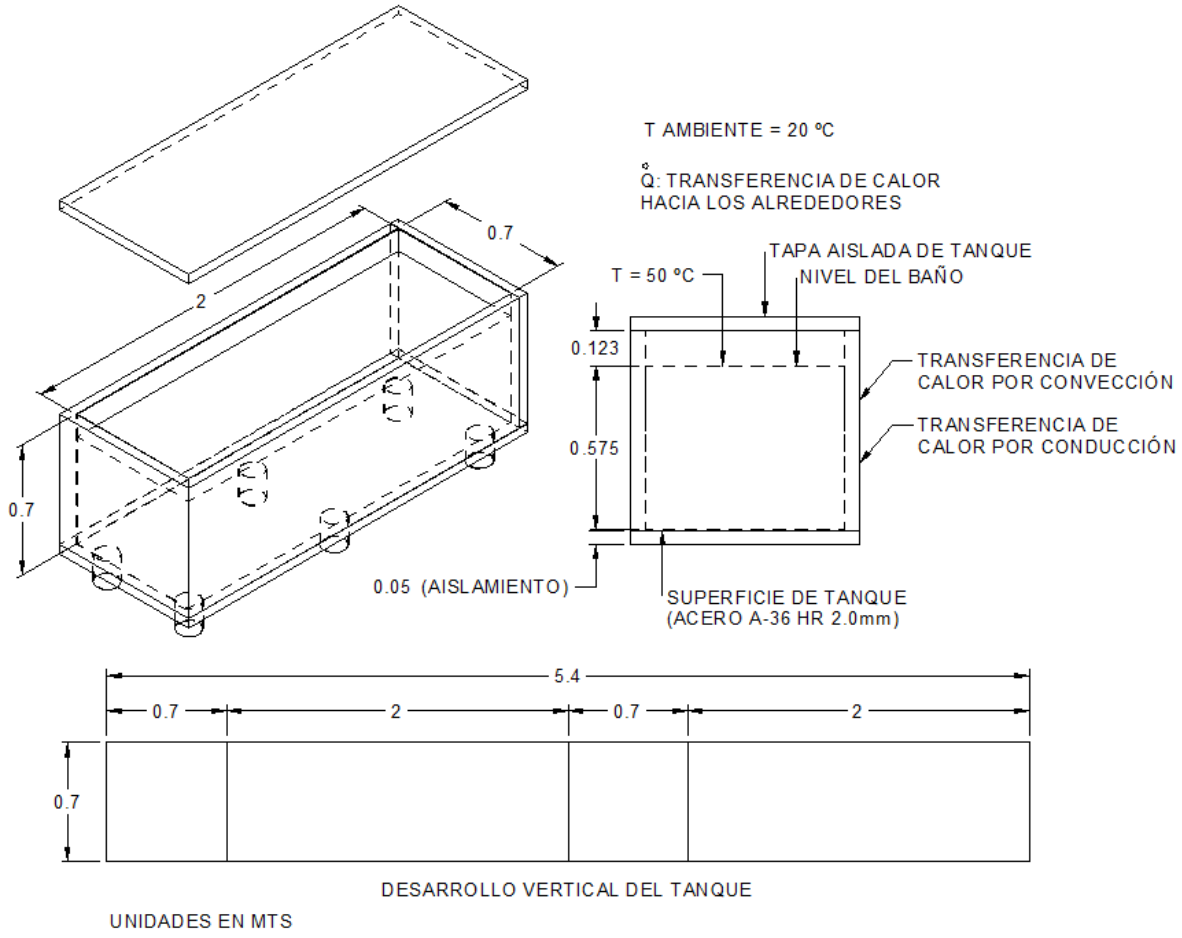
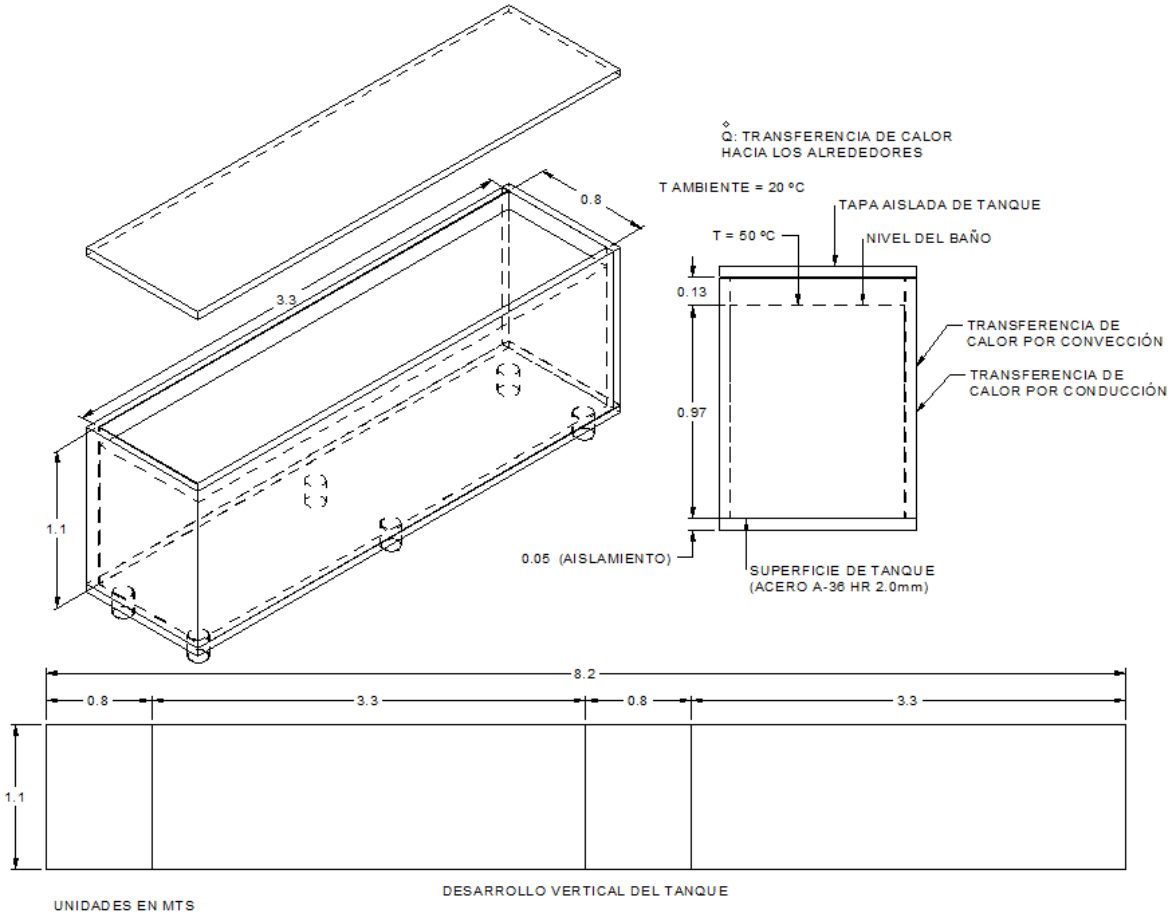


Figura 38. Tanque de 2.56 m³ con tapa y superficies exteriores aisladas



8.2.3 Selección de la caldera y cálculo de la capacidad para el sitio de instalación. Como parámetro de selección de equipo para el sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido, se determinó que el sistema tenga una capacidad de subir la temperatura de 20 ºC a 50 ºC entre 2 y 2.5 horas para los dos tanques (desengrase y fosfatado) de 2.56 m^3.

Para que el sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido cumpla con el parámetro de tiempo especificado, se calcula la potencia de la caldera de la siguiente manera:

$$Q = \dot{Q}\Delta t\ (kJ)$$

Donde:

- Q: Es la energía que necesita el baño para subir la temperatura de 20 ºC a 50 ºC, para este caso, la energía que necesitan los dos tanques de 2.56 m^3 es igual a 646747.66 kJ (ver Cuadro 6).
- Q°: Es la capacidad de transferencia de energía de la caldera, en kJ/s.
- Δt: Es el tiempo en que se requiere que suba la temperatura de 20ºC a 50 ºC, para este caso, se define que el tiempo de calentamiento sea cercano a 2.5 horas, es decir 9000 s.

Sustituyendo valores en Q, se obtiene:

$$Q^{\circ} = \frac{Q}{\Delta t} = \frac{646747.6600\ kJ}{9000\ s} = 71.8609\ \frac{kJ}{s}$$

Quiere decir que la capacidad de la caldera, debe ser cercana a 72 kJ/s y una capacidad de caldera que se aproxime a este valor es una caldera de 10 BHP. Por definición de la ASME, un BHP equivale a 9.8105 kJ/s, lo que indica que una caldera de 10 BHP tiene una potencia nominal de 98.105 kJ/s.

Con la compañía Termovapor[14] se cotizó una caldera de 10 BHP a 150 psig (ver Anexo C-2) y según el fabricante, esta caldera tiene una eficiencia bajo condiciones estándar del 85 %, con esta especificación se analizará el sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido.

Figura 39. Caldera Pirotubular vertical de 10 BHP y 150 psig

Fuente: Termovapor. Colombia: 2012. [Consultado el 7 de Julio de 2012]. Disponible en internet: http://www.termovapor.com/ProductosCalderas.html

[14] Termovapor, Compañía ubicada en la ciudad de Cali que dentro de sus líneas de producción fabrica y distribuye calderas industriales.

Conociendo que la caldera que se está utilizando de referencia para el análisis del sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido tiene una eficiencia del 85 % bajo condiciones estándar, es decir que utilizando el factor que se obtuvo en la sección 8.1.5.2 que relaciona la densidad local (Cali) con la densidad a una presión atmosférica estándar, la eficiencia para el sitio de instalación sería de:

$$n_{SITIO\ DE\ INST.} = n_{NOMINAL} \times F = 85\ \% \times 0.8823 = 74.80\ \% \approx 75.00\%$$

Si la eficiencia para el sitio de instalación es del 75 %, quiere decir que la transferencia de energía de la caldera, en el sitio de instalación, seria de:

$$Q^{\circ} = 98.105 \times 0.75 = 73.5787(kJ/s)$$

8.2.4 Cálculo del tiempo durante la etapa de calentamiento con el sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido. Para el cálculo del tiempo de calentamiento hasta la temperatura de operación del sistema de vapor, se incluye los efectos que produce la generación de capa de fosfato en la superficie exterior del serpentín.

Como no se tiene información de la rapidez de generación de capa de fosfato en serpentines con vapor sumergidos, entonces conociendo que la eficiencia de la caldera para el sitio de instalación es del 75 %, se define que el sistema de calentamiento tenga una eficiencia mínima del 65% (cuando alcance este valor se debe de realizar un mantenimiento para dejar la superficie exterior del serpentín libre de capa dura aislante de fosfato), es decir que la eficiencia promedio de la caldera sería del 70 % para el baño de fosfato y seguiría siendo del 75 % para el baño de desengrasante tal como se calculó en la sección 8.2.3 porque con este baño no se forma capa aislante en la superficie exterior del serpentín.

Si la eficiencia para el sitio de instalación mas las características del baño de fosfato, es del 70 %, quiere decir que la transferencia de energía de la caldera para el baño de fosfato, seria:

$$Q^{\circ} = 98.105 \times 0.70 = 68.6735\ kJ/s$$

Para calcular el tiempo que invierte el sistema en subir la temperatura del baño de 20 ºC a 50 ºC se utiliza la siguiente ecuación:

$$Q = Q^{\circ}.\Delta t\ (kJ) \rightarrow\ \Delta t = \frac{Q}{Q^{\circ}}(s)$$

Donde:

- Q: Energía necesaria para elevar la temperatura del baño de 20 ºC a 50 ºC.
- $\dot{Q}$: Diferencia entre la potencia real de la caldera y la razón de pérdida de energía por las superficies externas del tanque.
- Δt: Tiempo que emplea el sistema de calentamiento en subir la temperatura al baño de 20 ºC a 50 ºC.

La energía que requieren los baños de los tanques de 0.8 m^3 y 2.56 m^3 se muestran en el Cuadro 6 y la energía pérdida por las superficies exteriores de estos tanques se muestra en el Cuadro 7, sustituyendo estos valores en la ecuación que calcula el tiempo y utilizando la transferencia real de energía para el baño de fosfato y el de desengrase, se obtiene que el tiempo invertido en un solo tanque es:

Baño de fosfato:

$$\Delta t_{FOSF\_TQ0.80} = \frac{Q_{TQ\_0.80}}{\dot{Q}_{REAL\_CALD\_BAÑO\_FOSF} - \dot{Q}_{NETO\_PERD\_TQ0.80}} = \frac{101944.5900\ kJ}{68.6735\ \ kJ/s - 0.0564\ kJ/s} = 1486\ s = 25\ min$$

$$\Delta t_{FOSF\_TQ2.56} = \frac{Q_{TQ\_2.56}}{\dot{Q}_{REAL\_CALD\_BAÑO\_FOSF} - \dot{Q}_{NETO\_PERD\_TQ2.56}} = \frac{323373.8300\ kJ}{68.6735\ \ kJ/s - 0.1221\ \ kJ/s} = 4717\ s = 79\ min$$

Baño de desengrase:

$$\Delta t_{DESENG\_TQ0.80} = \frac{Q_{TQ\_0.80}}{\dot{Q}_{REAL\_CALD\_BAÑO\_DESENG} - \dot{Q}_{NETO\_PERD\_TQ0.80}} = \frac{101944.5900\ \ kJ}{73.5787\ kJ/s - 0.0564\ \ kJ/s} = 1387\ s = 23\ min$$

$$\Delta t_{DESENG\_TQ2.56} = \frac{Q_{TQ\_2.56}}{\dot{Q}_{REAL\_CALD\_BAÑO\_DESENG} - \dot{Q}_{NETO\_PERD\_TQ2.56}} = \frac{323373.8300\ \ kJ}{73.5787\ \ \ kJ/s - 0.1221\ \ kJ/s} = 4402\ s = 73\ min$$

Con los valores anteriores se obtiene el tiempo neto promedio que demora en calentar los baños de 20 ºC a 50 ºC, y esto es:

Para cuando se prepara el substrato con los tanques de 0.98 m^3:

$$\Delta t_{NETO\_TQ0.80} = \Delta t_{FOSF\_TQ0.80} + \Delta t_{DESENG\_TQ0.80} = 1486\ s + 1387\ s$$
$$= 2873\ \mathrm{s} = 48\ min$$

Para cuando se prepara el substrato con los tanques de 2.77 m^3:

$$\Delta t_{NETO\_TQ2.56} = \Delta t_{FOSF\_TQ2.56} + \Delta t_{DESENG\_TQ2.56} = 4717\ s + 4402\ s = 9119\ s$$
$$= 152\ \mathrm{min} = 2\ Hora\ y\ 32\ min$$

8.2.5 Cálculo del costo del combustible utilizado por el sistema caldera y serpentín sumergido. El cálculo del costo de combustible para el sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido, se hace utilizando como referencia el GLP y el GN.

La metodología a utilizar para el cálculo del costo de combustible es igual a la utilizada en el sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido (ver sección 8.1.7), siguiendo esta metodología se obtiene:

El consumo de combustible se calcula con la siguiente expresión:

$$\dot{E}_{CALDERA} = \dot{m}_{COMBUSTIBLE} \times Pc_{COMBUSTIBLE}\ (kJ)$$

Donde:

- $\dot{E}_{CALDERA}$: Potencia máxima nominal o transferencia de energía máxima nominal de la caldera.

El flujo másico de GLP para los tanques de 0.8 m^3 y 2.56 m^3 según la potencia de la caldera, es:

$$\dot{m}_{COMB\_GLP\_TQ0.8\_\&\_TQ2.56} = \frac{\dot{E}_{CALDERA\_TQ0.8}}{Pc_{COMB\_GLP}} = \frac{98.1050\ kJ/s}{46340\ kJ/kg} = 2.1171\ x\ 10^{-3}\ kg/s$$

Según los cálculos de la sección 8.2.4, se conoce que el tiempo invertido por el tanque de desengrase más el tanque de fosfato de cada uno de los tamaños de tanques (0.8 m^3 y 2.56 m^3), es:

$$\Delta t_{NETO\_TQ0.8} = 2873\ s$$

$$\Delta t_{NETO\_TQ2.56} = 9119\ s$$

La ecuación para calcular la masa de combustible (m), conociendo el flujo másico ($\dot{m}$) y un Δt, es:

$$m_{COMBUSTIBLE} = \dot{m}_{COMBUSTIBLE} \times \Delta t\ (kg)$$

$$m_{COMB\_GLP\_TQ0.8} = \dot{m}_{COMB\_GLP\_TQ0.8} \times \Delta t_{CALDERA\_SERP\_TQ0.8}$$
$$= 2.1171\ x\ 10^{-3}\ kg/s \times 2873\ s = 6.0824\ kg$$

$$m_{COMB\_GLP\_TQ2.56} = \dot{m}_{COMB\_GLP\_TQ2.56} \times \Delta t_{CALDERA\_SERP\_TQ2.56}$$
$$= 2.1171\ x\ 10^{-3}\ kg/s \times 9119\ s = 19.3058\ kg$$

Calculo del costo del GLP:

Con el costo por kg de GLP y con el consumo en kg del GLP, el costo del combustible para el calentamiento de los baños (desengrasante y fosfato) de 0.8 m^3 y 2.56 m^3, utilizando el sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido es:

$$Costo_{GLP} = Valor\ por\ kg\ de\ GLP \times kg\ consumidos\ por\ el\ sistema$$

$$Costo_{GLP\_TQ0.98} = \$\ 1729 \times 6.0824\ kg = \$\ 10516.4696$$

$$Costo_{GLP\_TQ2.56} = \$\ 1729 \times 19.3058\ kg = \$\ 33379.7282$$

Calculo del costo del GN:

Inicialmente se convierte los kilogramos de GLP a galones de GLP, esto es:

$$m_{GLP} = D_{GLP} \times V_{GLP}\ (\ kg) \rightarrow\ V_{GLP} = m_{GLP}/D_{GLP}\ \ (m^3)$$

$$V_{GLP\_TQ0.8} = 6.0824\ kg/500\ \ kg/m^3 = 0.0122\ (m^3) = 3.2229\ gln$$

$$V_{GLP\_TQ2.56} = 19.3058\ kg/500\ \ kg/m^3 = 0.0386\ (m^3) = 10.1970\ gln$$

Ahora se convierte energéticamente gln de GLP a m^3 de GN (ver Anexo A-5), esto es:

$Galon\ de\ GLP\ \times 2.6052 =\ m^3 de\ GN$ (Factor de conversión energético)

$$3.2229\ gln\ de\ GLP_{\ TQ0.98} \times 2.6052 =\ 8.3963\ m^3 de\ GN_{TQ0.98}$$

$$10.1970\ gln\ de\ GLP_{\ TQ2.77} \times 2.6052 =\ 26.5652\ m^3 de\ GN_{TQ2.77}$$

Es decir que el costo del GN consumido por el baño de desengrase más el de fosfato de 0.98 m^3 y 2.77 m^3 utilizando el sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido es:

$$Costo_{GN} = Consumo_{GN} \times Valor\ por\ m^3 del\ GN\ (\$)$$

$$Costo_{GN\_TQ0.98} = 8.3963\ \ m^3 \times \$\ 826/m^3 = \$\ 6935.3438$$

$$Costo_{GN\_TQ2.77} = 26.5652\ m^3 \times \$\ 826/m^3 = \$\ 21942.8552$$

8.2.6 Diseño del sistema de generación de vapor para el sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido. En esta sección se desarrollará un diseño básico del sistema de generación de vapor del sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido para el proceso de preparación de substrato de la línea de mobiliario industrial de la compañía ICL, basado en la literatura y en experiencias de terceros, se ha definido que el sistema de generación de vapor este compuesto por los siguientes elementos:

- Línea para conducción de vapor y condensado.
- Serpentín para los tanques de preparación con sistema de calentamiento.
- Sistema de control de temperatura del proceso.
- Sistema de Tratamiento de agua.
- Sistema de Alimentación de agua.

El objetivo de esta sección es:

- Dimensionar la tubería para la línea de vapor y condensado.
- Calcular el espesor de la tubería de la línea de vapor y condensado.
- Calcular el espesor del aislamiento térmico de la tubería de la línea de vapor.
- Dimensionar el serpentín sumergido que iría en los tanques de preparación con sistema de calentamiento.
- Diseñar el sistema de control de temperatura del proceso.
- Seleccionar los accesorios para la línea de vapor y condensado.
- Diseño del sistema de tratamiento de agua.
- Diseño del sistema de alimentación.

A continuación se desarrollara cada uno de los objetivos anteriores a fin de obtener el diseño básico del sistema de generación vapor.

8.2.6.1 Dimensionamiento de la tubería para la línea de vapor y condensado.
En esta sección se determina el diámetro de la línea de vapor, los valores que se obtengan se aplicarían para la línea de condensado, para tener una sola especificación de tubería y además la línea de condensado es de poca longitud.
El material del tubo seleccionado para las líneas de vapor y condensado es el acero galvanizado ASTM A53 (material típico utilizado en líneas de vapor).

Para el cálculo del diámetro del tubo por donde fluye el vapor, se usa como parámetro de entrada la velocidad del vapor por la tubería, la bibliografía sugiere que la velocidad no debe ser mayor a 25 m/s (uno de los criterios para determinar este límite de velocidad, es la intensidad del ruido que produce el vapor).

La ecuación de fluido que se utiliza para calcular la velocidad del vapor, es:

$$Vel_{VAPOR} = \frac{V^{\circ}}{A_C} = \frac{m^{\circ} v_g}{0.25\pi D^2}\left(\frac{m}{s}\right)$$

Donde:

- Vel_{VAPOR}: Es la velocidad del vapor a través de un tubo, en m/s.
- V°: Flujo volumétrico del vapor, en m^3/s.
- A_c: Área interna de la sección transversal del tubo, en m^2.
- m°: Flujo másico del vapor, en kg/s, que produce la potencia de la caldera evaluada a la presión de diseño (150 psig (1135.5400 kPa a)).
- v_g: Volumen especifico, en m^3/kg, a la presión de diseño de la caldera.
- D: Diámetro interior del tubo, en m.

Cálculo del flujo másico m°:

$$m^{\circ} = \frac{Q^{\circ}{}_{REAL\_CALD}}{H_{fg@\,LA\ PRESIÓN\ DE\ DISEÑO\ DE\ LA\ CALDERA}}\left(\frac{kg}{s}\right)$$

Donde:

$$H_{fg@1135.5400\ kPa\ a} = 1994.0636\ kJ/kg$$

Sustituyendo en la ecuación del flujo másico, se obtiene:

$$m^{\circ} = \frac{Q^{\circ}{}_{REAL\_CALD}}{H_{fg@\ LA\ PRESIÓN\ DE\ DISEÑO\ DE\ LA\ CALDERA}} = \frac{73.5787\ \ kJ/s}{1994.0636\ \ kJ/kg} = 0.0369\ \ kg/s$$

Cálculo del flujo volumétrico V°:

$$V^{\circ} = m^{\circ} v_{g@LA\ PRESIÓN\ DE\ DISEÑO\ DE\ LA\ CALDERA}\ (m^3/s)$$

Donde:

$$v_{g@1135.5400\ kPa\ a} = 0.1722\ \ m^3/kg$$

Sustituyendo en la ecuación del flujo volumétrico, se obtiene:

$$V^{\circ} = m^{\circ} v_{g@LA\ PRESIÓN\ DE\ DISEÑO\ DE\ LA\ CALDERA} = 0.0369\ \ kg/s \times 0.1722\ \ m^3/kg$$
$$= 6.3542\ x\ 10^{-3}\ \ m^3/s$$

Reacomodando la ecuación de velocidad de vapor y sustituyendo los valores calculados, se obtiene:

$$D = \sqrt{\frac{V^{\circ}}{0.25\pi Vel_{VAPOR}}} = \sqrt{\frac{6.3542\ x\ 10^{-3}\ \ m^3/s}{0.25\pi \times 25\ \ m/s}} = 0.0180\ m = 18\ mm \approx 25.4\ mm$$

Es decir que el diámetro del tubo para una velocidad del vapor de 25 m/s es de 18 mm, para el caso de estudio se selecciona un diámetro nominal calibre 40 de tubería de 1” (25.4 mm) por ser más comercial y porque la velocidad del vapor no estaría en el límite máximo.

Un tubo calibre 40 de diámetro nominal de 1”, tiene un diámetro interno de 26.6 mm, entonces la velocidad del vapor para este diámetro interno de tubo es:

$$Vel_{VAPOR} = \frac{V^{\circ}}{A_C} = \frac{6.35 \times 10^{-3}\ \ m^3/s}{(0.25\pi \times 0.0266^2)m^2} = 11.4267\ \ m/s$$

8.2.6.2 Cálculo del espesor de la tubería para la línea de vapor. Para el cálculo del espesor del tubo por donde fluye el vapor, se utiliza la expresión formulada por ASME Code For Procces Piping, B31:

$$t_m = t + C$$

Donde:

$$t = \frac{PD}{2(SE + PY)}\ (pulg.)$$

- t_m: Grosor de pared mínimo, en pulgadas.
- t: Grosor para presión de diseño, en pulgadas.
- C: Tolerancia o grosor adicional que se le provee al espesor de pared mínimo, por los efectos que puedan generar la corrosión y erosión, para las superficies mecanizadas se supone un valor de 0.02” (0.5 mm), este será el valor a utilizar en la ecuación.
- D: Diámetro exterior del tubo, en pulgadas. El diámetro de la tubería, anteriormente calculado es de 1”, es decir que un tubo de diámetro nominal 1” calibre 40, tiene un diámetro exterior de 33.36 mm.
- S: Esfuerzo permisible a la temperatura de diseño, en psig. La temperatura a una presión de diseño de 150 PSIG, es 185 ºC, y según ASME (ver Anexo B-1) para un material ASTM A 53, el valor de S cercano a una temperatura de 185 ºC, es igual a 16 ksi, es decir 16000 psi.
- E: Factor de calidad de la junta, para el caso de tubos sin costura el valor de E es igual a 1.
- P: Presión interna de diseño, en psig. La presión interna se toma como la del diseño de la caldera, la cual es igual a 150 psig.
- Y: Coeficiente que depende del tipo de material de la tubería y de la temperatura de diseño, para aceros con valores de t<D/6, el valor de Y es igual a 0.4.

Sustituyendo en la ecuación de t, se obtiene:

$$t = \frac{PD}{2(SE + PY)} = \frac{150\ PSI \times 0.03336\ m}{2\big((150\ PSI \times 1) + (150\ PSI \times 0.4)\big)} = 0.0119"$$

Sustituyendo en t_m, se obtiene:

$$t_m = t + C = 0.0119 + 0.0200" = 0.0319 = 0.8103\ mm$$

Según el cálculo anterior, el grosor de la pared del tubo para el caso de estudio debe de ser mínimo de 0.8103 mm y un tubo de diámetro nominal de 1” calibre 40, tiene un espesor de pared de 3.38 mm, es decir que cumple para la aplicación.

8.2.6.3 Calculo del espesor del aislante térmico para la línea de vapor. La teoría utilizada en el cálculo del espesor del aislamiento térmico, es exactamente igual a la utilizada en el cálculo del espesor del tubo de escape de los gases de la

combustión del sistema de quemador y serpentín sumergido[7] (ver sección 8.1.10.6 y Anexo A-4).

En el cálculo de la transferencia de energía del vapor hacia los alrededores y el espesor del material aislante, se inicia asumiendo un valor inicial de espesor y sobre este se realizan los cálculos, si al final la diferencia de temperatura entre la temperatura del vapor y la temperatura de la superficie externa del material aislante es lo suficientemente grande de tal manera que no represente peligro para la intervención humana, entonces se especifica que el espesor del material aislante evaluado sería el utilizado en el aislamiento de la tubería.

Las condiciones iníciales del caso de estudio a evaluar son:

- El tubo de la línea de vapor tiene un diámetro nominal de 1" calibre 40 (diámetro exterior igual a 33.36 mm, es decir que el radio exterior r_2 es igual a 16.68 mm (0.0167 m)).
- Diámetro exterior del material aislante inicial asumido igual a 76 mm, es decir que el espesor del aislante quedaría de 21.32 mm (0.0213 m) y el radio exterior r_3 sería de 38 mm (0.0380 m).
- Temperatura del vapor igual a la temperatura de saturación a la presión de diseño de la caldera (150 psig), igual a 185.4978 ºC.
- La temperatura de los alrededores igual a 20 ºC.
- La conductividad térmica k_2 de la lana de roca (material aislante) es igual a 0.0350 W/m.K.

Calculo de la resistencia por convección externa:

$$R_o = \frac{1}{h_2 A_3} \left(\frac{°C}{W}\right)$$

Cálculo del coeficiente de convección externa h_2:

Para el cálculo de la temperatura de la película T_F del aire, se define que la temperatura de la superficie externa del tubo T_2 (T_2 = Ts) es igual a la temperatura del vapor a la presión de diseño de la caldera (150 psig) es decir 185.4978 ºC y la temperatura de los alrededores $T_{\infty 2}$ es una temperatura ambiente promedio de 20 ºC, entonces la temperatura de la película T_F, es:

$$T_F = \frac{T_2 + T_\infty}{2} = \frac{185.4978 + 20}{2} = 102.7489\ °C$$

Las propiedades a la temperatura de la película del aire, son[6]:

- k = 0.0311 W/m. ºC (Conductividad térmica).
- v = 2.3350 x 10^{-5} m^2/s (Viscosidad cinemática).
- Pr = 0.7105 (Numero de Prandtl).
- $\beta = 1/T_f$ = 1/102.7489+273 = 2.6614 x 10^{-3} K^{-1}.

La longitud característica L_C de la circunferencia, es igual al diámetro exterior del tubo, es decir 0.03336 m.

1) Cálculo del número de Rayleigh (Ra_L):

$$Ra_L = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)L_c^3}{v^2}Pr$$

$$Ra_L = \frac{\frac{9.8m}{s^2} \times 2.6614x10^{-3}K^{-1} \times (185.4978 - 20)°C \times (0.0334^3)\ m^3}{(2.3350x10^{-5})^2\ \ m^4/s^2} \times 0.7105$$

$$= 209130.0974$$

2) Cálculo del número de Nusselt (Nu)

El número de Nusselt se calcula para un caso de convección natural en una superficie cilíndrica horizontal (ver Anexo A-4).

$$Nu = \left\{0.6 + \frac{0.387Ra_L^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0.559}{Pr}\right)^{9/16}\right]^{8/27}}\right\}^2$$

$$Nu = \left\{0.6 + \frac{0.387 \times (209130.0974)^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0.559}{0.7105}\right)^{9/16}\right]^{8/27}}\right\}^2 = 9.4580$$

3) Cálculo del coeficiente de convección (h)

$$h_{CONV\_HORIZ\_TUBO} = \frac{k}{L_c}Nu = \frac{0.0311\ \ W/m.°C}{0.0334\ m} \times 9.4580 = 8.8298\ \ W/m^2.°C$$

Cálculo del área de la superficie exterior del aislante A_3 por metro:

Aquí se inicia con la suposición de un diámetro exterior del material aislante (ver Figura 34), este valor se define que sea de 76 mm (0.0760 m), es decir que el radio r_3 es igual a 38 mm (0.0380 m).

Es decir que el valor de A_3, es:

$$A_3 = 2\pi r_3 L = 2\pi \times 0.0380\ m \times 1\ m = \ 0.2388\ m^2$$

Sustituyendo los valores anteriores en R_o, se obtiene:

$$R_o = \frac{1}{h_2 A_3} = \frac{1}{8.8298\ (W/m^2 °C) \times 0.2387\ m^2} = 0.4745\ °C/W$$

Calculo de la resistencia por convección externa:

$$R_2 = \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi k_2 L} = \frac{\ln(0.0380\ m/0.0167\ m)}{2\pi \times 0.0350\ \ W/m.°C \times 1\ m} = 3.7387\ °C/W$$

Cálculo de la razón estacionaria de pérdida de calor del vapor a través del tubo aislado térmicamente:

Sustituyendo los valores de resistencia térmica R_2 y R_O calculados anteriormente en la ecuación de Q°, se obtiene:

$$Q^{\circ} = \frac{T_{\infty\,1} - T_{\infty\,2}}{R_{TOTAL}} = \frac{T_{\infty\,1} - T_{\infty\,2}}{R_2 + R_o} = \frac{(185.4978 - 20)\ °C}{(3.7387 + 0.4745)\ °C/W} = 39.2808\ W$$

Es decir que la razón de pérdida de energía del vapor de la línea de tubería de diámetro nominal de 1” hacia los alrededores es igual a 39.2808 W.

Cálculo de la caída de temperatura a través de la pared del material aislante:

Con el valor de la razón de pérdida de calor del vapor de la línea de tubería y con el valor de la resistencia térmica del espesor del aislante, se obtiene el valor de la caída de temperatura, utilizando la siguiente ecuación:

$$\Delta T_{AISLANTE} = Q^{\circ} R_{AISLANTE} = 39.2808\ W \times 3.7387\ °C/W = 146.8591\ °C$$

Es decir que la caída de temperatura que se produce a través del material aislante es de 146.8591 ºC, entonces el valor de la temperatura de la superficie exterior del aislante (T_3), es la diferencia entre la temperatura de la superficie interior del tubo

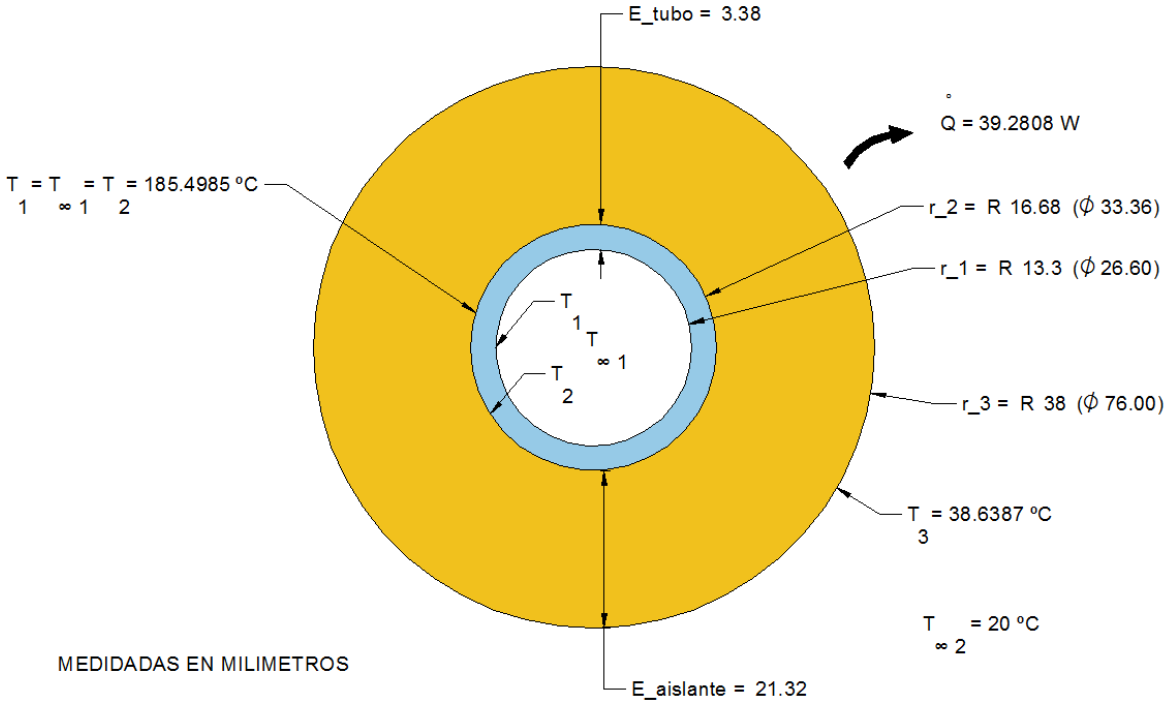
(T_1), la cual se asume que es igual a la temperatura de saturación del agua a la presión de de diseño de la caldera ($T_1 = T_{\infty 1} = 185.4978$ ºC) menos el valor de la caída de temperatura a través del aislante, esto es:

$$T_3 = T_1 - \Delta T_{AISLANTE} = 185.4978\ ℃ - 146.8591\ ℃ = 38.6387\ ℃$$

Es decir que la temperatura de la superficie exterior del material aislante T_3, es aproximadamente 39 ºC, valor que no representa peligro de accidente al factor humano, lo que quiere decir que el diámetro exterior inicial supuesto para el material aislante se valida y no se necesitan repetir cálculos, con este valor de diámetro se define que el espesor del aislante sea de:

$$E_{AISLANTE} = r_3 - r_2 = 0.0380\ m - 0.0167\ m = 0.0213\ m = 21.3000\ mm$$

Figura 40. Aislamiento de la tubería de la línea de vapor del caso de estudio



8.2.6.4 Dimensionamiento del serpentín para vapor de los tanques de 0.8 m^3 y 2.56 m^3. Para el dimensionamiento del serpentín sumergido del caso de estudio, se utilizan dos parámetros, uno es la transferencia de energía de la caldera para el sitio de instalación porque con este valor se definió el tiempo que invierte el sistema en subir la temperatura de los baños de 20 ºC a 50 ºC y el otro parámetro es la presión de entrada a la válvula de control.

Para definir la presión de entrada a la válvula de control, se hizo una investigación de una válvula reductora de presión que tuviera el límite superior del rango de reducción de presión cercano a la presión de diseño de la caldera (150 psig (10.3421 bar g)), la válvula que se encontró cercano a este valor, fue una válvula reductora de Spirax Sarco, con un control de presión de 3.5 a 8.6 bar g aguas abajo, entonces se decide que la presión de llegada a la válvula de control sea de 8 bar g.

Los datos de entrada para el cálculo del dimensionamiento del serpentín, serían:

- Capacidad de la caldera: 10 BHP.
- Presión de llegada a la válvula de control: 8 bar g (9 bar a).
- La tubería del serpentín sumergido se diseña con tubería calibre 40.

Solución:

1) Cálculo del flujo másico promedio de vapor ($\dot{m}_{PROM}$) requerido durante el arranque

$$\dot{m}_{PROM} = \frac{\dot{Q}_{NETO}}{H_{fg@\,LA\ PRESIÓN\ DE\ VAPOR\ MINIMA}} \left(\frac{kg}{s}\right)$$

Para el cálculo del flujo másico de vapor promedio, se utiliza la presión de vapor mínima la cual se produce cuando el vapor pasa a través de la válvula de control durante el arranque y es conocida como la caída de presión critica, la relación de la caída de presión critica con la presión inicial (aguas arriba) para vapor saturado, se encuentra cerca del 58 % de la presión absoluta de llegada a la válvula de control.

Cálculo de la presión de vapor mínima:

$$P_{V,MIN} = Presión\ absoluta\ del\ vapor\ sobre\ la\ valvula\ de\ control \times 58\ \%$$

$$P_{V,MIN} = 9\ bar\ a \times 58\ \% = 5.2200\ bar\ a\ (522\ kPa\ a, 4.2200\ bar\ g)$$

Ahora la entalpia de vaporización a la presión de vapor mínima, corresponde a[6]:

$$H_{fg@\,LA\ PRESIÓN\ DE\ VAPOR\ MINIMA\,(5.2200\ bar\ a)} = 2103.1745\ kJ/kg$$

El $\dot{Q}_{NETO}$ de la ecuación $\dot{m}_{PROM}$ corresponde a la diferencia entre la potencia de la caldera para el sitio de la instalación y la pérdida de energía por las superficies externas del tanque, que para el caso de estudio se utiliza el valor de pérdida

calculado para el tanque de 2.56 m^3 por ser mayor a la que se presenta en el tanque de 0.8 m^3 y además estos valores son muy pequeños y reducen muy poco la transferencia de energía del sistema de calentamiento.

Con la anterior información el Q°_{NETO} para el caso de estudio, seria de:

$$Q^{\circ}{}_{NETO} = Q^{\circ}{}_{REAL\_CALDERA} - Q^{\circ}_{NETO\_PERD\_TQ2.56} = 73.5787 - 0.1221 = 73.4566\ kJ/s$$

Es decir que el flujo másico promedio es:

$$m^{\circ}{}_{PROM} = \frac{Q^{\circ}{}_{NETO}}{H_{fg@\ LA\ PRESIÓN\ DE\ VAPOR\ MINIMA}} = \frac{73.4566\ kJ/s}{2103.1745\ kJ/kg} = 0.0349\left(\frac{kg}{s}\right)$$

2) Cálculo del área superficial requerido para el serpentín

Para el cálculo del área del serpentín se utiliza la ecuación general de transferencia de calor, donde el coeficiente global de transferencia se encuentra en tablas (ver Figura 41), esta ecuación es:

$$Q^{\circ} = UA_S\Delta T_M\ (kJ) \rightarrow\ A_s = \frac{Q^{\circ}}{U\Delta T_M}\ (m^2)$$

Donde:

- Qº: Razón de suministro de calor que requiere el baño de 2.56 m^3 para subir la temperatura de 20 ºC a 50 ºC.
- U: Coeficiente global de transferencia (ver tabla de la Figura 41).
- A_S: Área superficial de transferencia de calor.
- ΔT_M: Diferencia de temperatura promedio entre la temperatura en el serpentín a la presión de vapor mínima ($T_{SERP.@PV,MIN}$) y la temperatura promedio del baño (T_M).

El valor de ΔT_M se calcula de la siguiente manera:

$$\Delta T_M = T_{SERP.@PV,MIN} - T_m\ (°C)$$

$$T_{SERP.@PV,MIN(5.2200\ bar\ a)} = 153.4744\ °C$$

$$T_m = \frac{T_{INICIAL\_BAÑO} + T_{FINAL\_BAÑO}}{2} = \frac{(20+50)°C}{2} = 35\ °C$$

$\Delta T_M = (153.4744 \ - 35.0000)°C = 118.4744\ °C$

El valor de U se obtiene de la tabla de la Figura 41, para el caso de estudio se selecciona un valor de 800 W/m^2.ºC, porque en la tabla se presentan unos valores recomendados de U para presiones inferiores a 2 bar g y mayores a 6 bar g y como la presión mínima de vapor que sale de la válvula de control es de 4.22 bar g y este valor es intermedio entre 2 y 6 bar g, es decir que es coherente asumir que el valor de U sea intermedio a los valores de U recomendados para 2 y 6 bar g, y este valor intermedio sería de 800 W/m^2.ºC.

Figura 41. Valores de coeficiente global de transferencia de calor para serpentines de vapor sumergidos en agua

Customary overall heat transfer coefficients		**U (W/m²°C)**
Mean steam/water temperature difference around 30°C		550 - 1300
Mean steam/water temperature difference around 60°C		1000 - 1700
Mean steam/water temperature difference around 110°C		1300 - 2700
Recommended rates		**U (W/m²°C)**
Lower pressure coils	(<2 bar g) with natural circulation of water	550
Higher pressure coils	(>6 bar g) with natural circulation of water	1100
Lower pressure coils	(<2 bar g) with assisted circulation of water	1100
Higher pressure coils	(>6 bar g) with assisted circulation of water	1700

Fuente: Spirax Sarco. The Steam and Condensate Loop Book. Spirax Sarco USA. 2011. 1456p.

Sustituyendo los valores anteriores en la ecuación general de transferencia de calor, se obtiene:

$$A_S = \frac{\dot{Q}}{U\Delta T_M} = \frac{73.4566 \quad kW}{0.8\, kW/(m^2.°C) \times 118.4744\ °C} = 0.7750\ m^2$$

El área superficial anteriormente calculado, se debe de aumentar, Spirax Sarco[15] basado en su experiencia, afirma que es de uso común aumentar el área de transferencia de calor en un 10 %, debido a la dificultad por encontrar valores precisos de U y a las futuras incrustaciones que se presentan en la superficie del tubo, es decir que aumentando en un 10% el área de la superficie, se obtiene:

$$A_{S\_MODIF.} = \ A_S + 10\% \ = 0.7750 \times 1.1000 = 0.8525\ m^2$$

3) Cálculo del flujo másico máximo de vapor con el área superficial aumentada de transferencia de calor ($\dot{m}_{max}$)

Para obtener el flujo másico de vapor, primero se calcula la máxima transferencia de energía entre el serpentín y el baño y esto ocurre cuando existe la mayor diferencia de temperatura entre la temperatura del serpentín y la temperatura del baño, esto es:

$$\Delta T_M = T_{SERP.@PV,MIN} - T_{INICIAL\_BAÑO} = (118.4744 - 20)°\text{C} = 98.4744\ °\text{C}$$

Sustituyendo en la ecuación general de transferencia de calor, se obtiene:

$$\dot{Q}_{SERP\_MAX.} = UA_S\Delta T_M = \frac{0.8\ kW}{m^2.°\text{C}} \times 0.8525\ m^2 \times 98.4744\ °\text{C} = 67.1595\ \ kJ/s$$

Con el valor anterior se calcula $\dot{m}_{max}$ de vapor por el serpentín, esto es:

$$\dot{m}_{MAX.} = \frac{\dot{Q}_{SERP\_MAX.}}{H_{fg@\ LA\ PRESIÓN\ DE\ VAPOR\ MINIMA}} = \frac{67.1595\ \ kJ/s}{2103.1745\ \ kJ/kg} = 0.0319\ \ kg/s$$

4) Cálculo del diámetro del serpentín y su longitud

Con referencia al diámetro del serpentín, se evaluarán inicialmente dos diámetros para el tubo, los diámetros nominales calibre 40 son de 1” y 2”. Las especificaciones para los tubos se muestran en la Cuadro 8:

Cuadro 8. Dimensiones de tubo cal. 40 de diámetro nominal de 1” y 2”

Diámetro Nominal	Diámetro Interior	Diámetro Exterior	Espesor
1” (25.40 mm)	26.6000 mm	33.3600 mm	3.3800 mm
2” (50.8 mm)	52.5000 mm	60.3200 mm	3.9100 mm

Con los diámetros anteriores se calcula la velocidad del vapor, para verificar que no sean mayores a los valores establecidos de velocidad máxima del vapor saturado en las líneas de distribución, que según la literatura no deben sobrepasar los 25 m/s.

Calculo de la velocidad del vapor:

$$Vel_{VAPOR} = \frac{\dot{V}}{A_C} = \frac{\dot{m}v_g}{0.25\pi D^2}\left(\frac{m}{s}\right)$$

Donde:

- V°: Flujo volumétrico, (m^3/s).
- A_c: Área de la sección transversal interna del tubo, (m^2).
- v_g: Volumen específico a la presión de vapor mínima, (m^3/kg).
- D: Diámetro interior del tubo, (m).

$$v_{g@5.2200\ bar\ a} = 0.3601\ m^3/kg$$

$$A_{C\_Ø1"} = 0.25\pi D^2 = 0.25\pi(0.0266)^2 = 5.5571x10^{-4}\ m^2$$

$$A_{C\_Ø2"} = 0.25\pi D^2 = 0.25\pi(0.0525)^2 = 2.1647x10^{-3}\ m^2$$

$$V^{\circ} = m^{\circ}{}_{MAX.} \cdot v_{g@PRESIÓN\ DE\ VAPOR\ MINIMA} = 0.0319\ \frac{kg}{s} \times 0.3601\frac{m^3}{kg} = 0.0115\ m^3/s$$

Sustituyendo en la ecuación de la velocidad, se obtiene:

$$Vel._{VAPOR\_SERPØ1"} = \frac{V^{\circ}}{A_C} = \frac{0.0115\ m^3/s}{5.5571x10^{-4}\ m^2} = 20.6942\ m/s$$

$$Vel._{VAPOR\_SERPØ2"} = \frac{V^{\circ}}{A_C} = \frac{0.0115\ m^3/s}{2.1647x10^{-3}\ m^2} = 5.3125\ m/s$$

Con los valores de velocidad obtenidos, se validan los diámetros de los tubos, por no exceder la velocidad máxima permitida, ahora se calcula la longitud de los tubos, para de esta manera elegir cual diámetro de tubo usar.

Cálculo de la longitud del tubo:

$$L = \frac{A_{S\_MODIF.}}{Superficie\ por\ metro\ lineal} = \frac{A_{S\_MODIF.}}{2\pi r} \rightarrow Donde\ r\ es\ el\ radio\ int.del\ tubo$$

Remplazando:

$$L_{SERP\_Ø1"} = \frac{A_{S\_MODIF.}}{2\pi r} = \frac{0.8525\ m^2}{2\pi(0.0266/2)\ m} = 10.2015\ m \approx 10\ m$$

$$L_{SERP\_Ø2"} = \frac{A_{S\_MODIF.}}{2\pi r} = \frac{0.8525\ m^2}{2\pi(0.0525/2)\ m} = 5.1687\ m\ \approx 5\ m$$

De los dos diámetros evaluados, se selecciona el diámetro nominal de 1” porque

ocuparía menos altura en el tanque lo que permitiría tener un mayor volumen útil para el baño.

Para conocer la geometría que adoptaría el serpentín dentro del tanque, se debe calcular el radio de la línea eje del tubo en los retornos a 90 º, para tal fin se utiliza la norma 3 de DIN 2605-2 (ver Anexo B-4) y esto es:

$$R_{TUBO\_DN\_5"} = Diametro\ Int. \times 1.5 = 26.6000\ mm \times 1.5 = 39.9000\ mm$$

Dibujando un tubo de diámetro nominal de 25.4 mm calibre 40, con un radio de la línea eje del tubo de 39.9 mm en un área de 2 m por 0.7 m para el tanque de 0.8 m^3 y en un área de 3.3 por 0.8 m para el tanque de 2.56 m^3, con la longitud del tubo calculada y dejando un espacio prudente entre las caras laterales del tanque, se obtiene una geometría del serpentín que se ilustra en la Figura 42 y Figura 43.

Figura 42. Serpentín de Tanque de 0.8 m³ para acoplar a línea de vapor

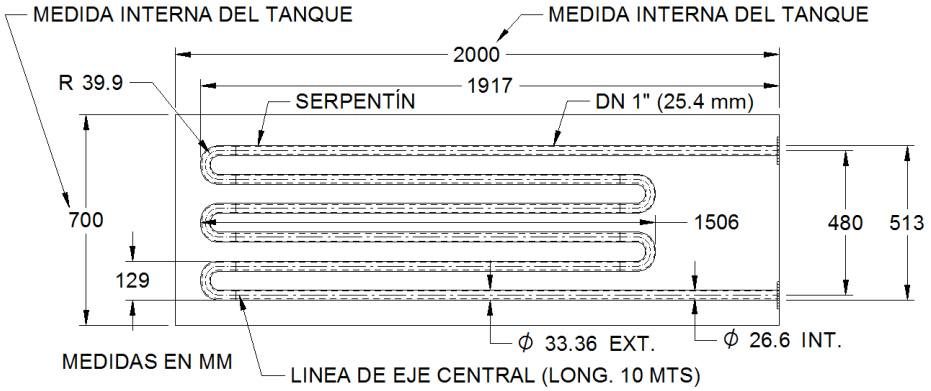
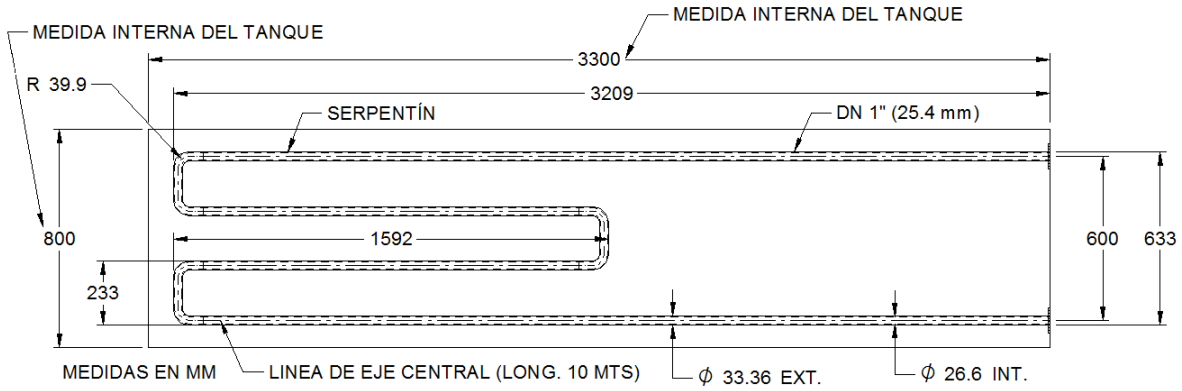


Figura 43. Serpentín de Tanque de 2.56 m³ para acoplar a línea de vapor



A continuación en el Cuadro 9 se muestra el resumen de los valores obtenidos en el análisis del sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido.

Cuadro 9. Resumen de algunos de los valores obtenidos en el análisis del sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido

Titulo	Baño	
	0.8 m^3	**2.56 m^3**
Energía necesaria para subir la temperatura de 20 ºC a 50 ºC de un solo baño	101944.5900 kJ	323373.8300 kJ
Pérdida de calor por uno de los tanques con sistema de calentamiento y aislado térmicamente	0.0564 kJ/s	0.1221 kJ/s
Capacidad máxima nominal de la caldera	98.105 kJ/s	98.1050kJ/s
Diámetro de la tubería para la línea de vapor y condensado	1”(25.4 mm)	1”(25.4 mm)
Espesor del aislante térmico	21.3 mm	21.3 mm
Diámetro nominal del tubo cal. 40 para el serpentín	1”(25.4 mm)	1”(25.4 mm)
Longitud efectiva de la línea central del tubo para el serpentín	10.0 m	10.0 m
Eficiencia nominal bajo condiciones estándar	85.00 %	85.00 %
Eficiencia real para el sitio de instalación	75.00 %	75.00 %
Eficiencia real promedio bajo las características del proceso para el baño de fosfato	70.00 %	70.00 %
Eficiencia real promedio bajo las características del proceso para el baño de desengrasante	75.00 %	75.00 %
Tiempo para los tanques (desengrase y fosfato) que demoran en alcanzar la temperatura mínima de operación (50 ºC)	48 min	152 min (2 horas y 32 min)
Costo del combustible utilizando GLP, durante la etapa del calentamiento de los tanques de desengrase y fosfato	$ 10516.4696	$ 33379.7282
Costo del combustible utilizando GN, durante la etapa del calentamiento de los tanques de desengrase y fosfato	$ 6935.3438	$ 21942.8552

8.2.6.5 Sistema de control de temperatura del sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido. El sistema de control del sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido, es un sistema de control de temperatura de los baños con sistema de calentamiento del proceso de preparación del substrato de la compañía ICL SAS.

La temperatura de los baños del proceso de preparación del substrato, debe estar entre 50 y 55 ºC, es decir que el sistema de control de temperatura debe de tener la capacidad de garantizar este rango de temperatura, ahora, como la amplitud del rango es de 5 ºC, el punto de ajuste (Set Point) sería de 52.5 ºC +/- 2.5 ºC, con

este Set Point, cuando el baño alcance los 52.5 ºC +/- 2.5 ºC el quemador debe de apagarse y si la temperatura baja de los 50 ºC el quemador debe de iniciar nuevamente la flama.

Para controlar la entrada de vapor al serpentín, se ha definido que se haga por medio de una válvula solenoide para vapor, en la próxima sección se calcula su dimensionamiento.

Dimensionamiento de la válvula de control: la válvula de control que se utilizará para el sistema de control de la temperatura del baño del tanque de preparación con sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido, es una válvula solenoide o electroválvula para vapor.

Para conocer la capacidad que se requiere en la válvula de control, se debe de calcular el coeficiente de flujo o índice de capacidad que representa la capacidad de la válvula para hacer pasar el fluido y este condición esta determina por la relación entre un caudal y una diferencia entre la presión de entrada y la presión de salida de la válvula de control.

El índice de capacidad o coeficiente de flujo se encuentran denominados de diferentes maneras, debido a las diferentes unidades de medida que existen en las diferentes naciones, los índices de capacidad más comunes son[15]:

- K_V: Caudal de agua medido en m^3/h, a una temperatura entre 5 ºC y 40 ºC que produce una caída de presión de 1 bar a través del orificio de la válvula, este coeficiente es utilizado en Europa.
- K_{VS}: Corresponde al K_V de la válvula cuando está totalmente abierta.
- K_{VT}: Es el coeficiente de flujo requerido por la aplicación.
- C_V: Caudal de agua medido en gal/min, a una temperatura entre 40 ºF y 100 ºF que produce una caída de presión de 1 libra/pulg^2, existe C_V US y C_V imperial, la diferencia está en que el C_V US utiliza galones en US.
- A_V: Corresponde a un caudal de agua medido en m^3/h, que produce una caída de presión de 1 Pascal.

Para la conversión entre los diferentes tipos de coeficiente de flujo, se utilizan los siguientes valores:

- $C_V(Imperial) = K_V \times 0.9626$

[15] Spirax Sarco. The Steam and Condensate Loop Book. Spirax Sarco USA. 2011. 1456p.

- $C_V(US) = K_V \times 1.1561$
- $A_V = C_V(Imperial) \times 2.88\ x\ 10^{-5}$

A continuación, se calculará el C_V (US) de la válvula de control con las características de presión y flujo másico utilizado para el sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido, el cálculo se basa en la norma ANSI/ISA S75.01.

La ecuación a utilizar para el cálculo del C_V (US), es la siguiente:

$$C_V = \frac{W}{19.3 F_P P_1 Y}\sqrt{\frac{T_1 Z}{X M_W}}\left(\frac{gal\ (US)}{min}\right)$$

Donde:

- $X = \frac{\Delta P}{P_1}$
- $Y = 1 - \frac{X}{3 F_K X_T}$
- $F_K = \frac{K}{1.40}$
- $P_r = \frac{P_1}{P_c}$
- $T_r = \frac{T_1}{T_c}$

Donde:

- C_V: Coeficiente de flujo.
- W: Flujo másico, en lb/hr.
- F_P: Factor de geometría de la tubería.
- Y: Factor de expansión.
- X: Razón de caída de presión a la presión de entrada absoluta.
- X_T: Razón de caída de presión.
- T_1: Temperatura absoluta aguas arriba, $R = (°F + 460)$
- Z: Factor de compresibilidad.
- M_W: Peso molecular (valor obtenido de tablas).
- P_1: Presión absoluta aguas arriba, en Psi.
- F_K: Factor de razón de calores específicos.
- K: Razón de calores específicos (tabla 3-VI del ver Anexo B-2).
- ΔP: Caída de presión ($P_1 – P_2$), en Psi.
- P_2: Presión aguas abajo, en Psi.
- P_r: Presión reducida, en Psi.
- P_c: Presión critica, en Psi (tabla 3-VI del Anexo B-2).

- T_r: Temperatura reducida, en R.
- T_1: Temperatura absoluta aguas arriba, en R.
- T_C: Temperatura critica absoluta, en R (tabla 3-VI del Anexo B-2).

Los valores de P_1, P_2, w y T_1, ya se calcularon en la sección 8.2.6.4 “Dimensionamiento del serpentín”, estos valores son:

- $P_1 = 9\ bar\ a = 130.5340\ psia$
- $P_2 = 5.22\ bar\ a = 75.7097\ psia$
- $W = 0.0349\ \ kg/s = 276.9859\ \ lb/hr$
- $T_1 = 175.3695\ ℃ = 807.3351\ R$

El orden de los pasos a seguir para el cálculo del C_V, es: Revisión si el flujo es estrangulado, cálculo del factor de expansión, cálculo del factor de comprensibilidad y cálculo del C_V, esto es:

1) Cálculo del factor de expansión

La ecuación para el cálculo del factor de expansión es:

$$Y = 1 - \frac{X}{3F_K X_T}$$

Antes de utilizar la ecuación de Y, se debe de revisar si el flujo es estrangulado, la manera de determinarlo es calculando el valor de F_K y X_T, si el producto de esto dos términos es mayor a la razón de la caída de presión (X), el flujo no es estrangulado, entonces en la ecuación de Y se debe de utilizar el valor de $F_K X_T$, en caso contrario se debe de utilizar el valor de X en lugar del valor de $F_K X_T$ en la ecuación de Y.

Cálculo de F_K:

Para el cálculo de F_K, el valor de K de la ecuación de F_K es igual a 1.33, según la tabla 3-VI del Anexo B-2, es decir que F_K es igual a:

$$F_K = \frac{K}{1.40} = \frac{1.33}{1.40} = 0.9500$$

Para calcular si el flujo es estrangulado, se debe determinar el valor de X_T, para multiplicárselo a F_K, el valor de X_T según la tabla 3-V del Anexo B-2 es igual a 0.75, es decir que $F_K X_T$ es igual a:

$$F_K X_T = 0.9500 \times 0.7500 = 0.7125$$

Y el valor de X, es:

$$X = \frac{\Delta P}{P_1} = \frac{P_1 - P_2}{P_1} = \frac{(130.5340 - 75.7097)\ psia}{130.5340\ psia} = 0.4200$$

Es decir que como el valor de $F_K X_T$ es mayor al valor de X, entonces el flujo no es estrangulado lo que significa que en la ecuación de Y se debe de utilizar el valor de $F_K X_T$, entonces Y es igual a:

$$Y = 1 - \frac{X}{3F_K X_T} = \frac{0.4200}{3(0.7125)} = 0.1965$$

2) Cálculo del factor de comprensibilidad (Z)

El valor de Z, se calcula con los valores de P_r y T_r y la figura 3-4 del Anexo B-3.

Cálculo de P_r:

El valor de P_c de la ecuación de P_r se obtiene de la figura 3-5 del Anexo B-3 y para vapor el valor que corresponde es igual a 3208.2 psia, es decir que P_r, es igual a:

$$P_r = \frac{P_1}{P_c} = \frac{130.5340\ psia}{3208.2000\ psia} = 0.0407$$

Cálculo de T_r:

El valor de T_c de la ecuación de T_r se obtiene de la tabla 3-IV del Anexo B-2 y para vapor el valor que corresponde es igual a 1165.1 R, es decir que P_r, es igual a:

$$T_r = \frac{T_1}{T_c} = \frac{807.3351\ R}{1165.1000\ R} = 0.6929$$

Usando la figura 3-4 del Anexo B-3, Z es igual a 1.

3) Cálculo de C_V

Para el cálculo de C_V, se utiliza la ecuación de C_V y el valor de F_p se considera igual a 1, sustituyendo valores en la ecuación C_V, el C_V sería igual a:

$$C_V = \frac{W}{19.3 F_P P_1 Y}\sqrt{\frac{T_1 Z}{X M_W}}\left(\frac{gal\ (US)}{min}\right)$$

$$C_V = \frac{276.9859}{19.3(1)(130.5340)(0.1965)} \times \sqrt{\frac{807.3351(1)}{0.4200\ (18.02)}} = 5.7788\ \frac{gal\ (US)}{min}$$

Para la conversión de C_V (US) a K_V, se utiliza la siguiente ecuación:

$$C_V(US) = K_V \times 1.1561$$

$$K_V = \frac{C_V(US)}{1.1561} = \frac{5.7788}{1.1561} = 4.9985\ \approx 5\ m^3/hr$$

Es decir que el coeficiente de flujo K_{VS} requerido por la aplicación es igual a 5 m^3/hr.

Realizando una investigación de las válvulas comerciales disponibles en el mercado, se encuentra que la válvula que se acerca al K_{VS} y a la presión de entrada a la válvula de control (P_1 = 8 bares g = 130.5340 psig), es una válvula solenoide con las siguientes especificaciones (ver Figura 44):

- Marca: Danfoss.
- Modelo EV225B.
- Ref.: 032U3807.
- Bobina: IP 43.
- K_V: 6 m^3/hr.
- Presión de trabajo máximo: 145 psig.
- Temperatura de trabajo máximo: 185 ºC.

Con el dimensionamiento y selección de la válvula de control, el sistema de control para el sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido, quedaría conformado por los siguientes componentes:

- Controlador de temperatura (ver Figura 20).
- RTD PT100 (detector de temperatura resistivo).
- Válvula Solenoide marca Danfoos Ref. 032U3807, con bobina IP 43.
- Componentes eléctricos para la instalación (Relevo electromecánico, mini-breaker, interruptor, led de indicación de encendido y apagado del sistema de control y cableado para instrumentación y vehículo).

Figura 44. Válvula Solenoide marca Danfoos Ref. 032U3807, con bobina IP 43

Fuente: Danfoss. España: 2012. [Consultado el 10 de Agosto de 2012]. Disponible en internet: http://www.danfoss.com/Spain/Products

La manera de acoplar el sistema de control, consiste en fijar la RTD al tanque de preparación con sistema de calentamiento, esta RTD se conecta al controlador por medio de un cable para instrumentación de 3 x 18 y el controlador se conecta a un relevo electromecánico de 8 pines y 110 voltios por medio de cable vehículo Nº 20 (porque el controlador no maneja potencia) y de este relevo sale una línea hacia una válvula solenoide por medio de un cable para instrumentación de 3 x 18, y para la protección del quemador se utiliza un mini-breaker de 3 amperios.

El funcionamiento del sistema de control para el sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido, inicia con el censado de la temperatura por medio de la RTD que constantemente le está enviando una señal eléctrica al controlador y el controlador la traduce a un valor de temperatura, cuando la temperatura se sale del Set Point, este controlador envía una señal eléctrica que activa la bobina del relevo y de esta manera energiza o des-energiza la solenoide de la electroválvula haciendo mover el obturador en la válvula y es así como permite o interrumpe el paso del vapor hacia el serpentín (ver Anexo D-8).

8.2.6.6 Selección de los accesorios para la línea de conducción de vapor y condensado. El diseño de la línea de vapor y condensado del sistema de generación de vapor, está compuesto por los siguientes elementos:

- Línea principal de vapor.
- Línea de vapor para cada serpentín.
- Línea de condensado principal.
- Línea de condensado para cada serpentín.

En la línea de vapor existe una línea principal de la cual se desprenden cuatro sub-líneas de vapor que se conecta a la entrada de cada uno de los cuatro

serpentines sumergido, de igual manera existe una línea de condensado principal que está conectada a la línea principal de vapor y una línea de condensado que se conecta a la salida de cada uno de los serpentines.

Los parámetros de selección de los accesorios para el sistema de generación de vapor del sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido, son: la presión de operación de la caldera y el diámetro de la tubería para la línea de vapor y condesado, ya calculados.

Los accesorios que se han seleccionado para la línea de vapor y condensado, son accesorios normalizados, a continuación se mencionan y se describen de una manera básica los elementos que se han seleccionado, estos elementos se ilustran en isométricos de los modelos en 3D del sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido realizados en este proyecto, se advierte que algunos de los elementos (en dibujos) no corresponden exactamente a la referencia especificada, pero si corresponde a la función del elemento.

Válvula de interrupción tipo Globo: se define que al inicio de la línea de vapor y al inicio de cada una de las cuatro líneas independientes de vapor, se instale una válvula de interrupción tipo globo, la función de esta válvula es abrir o cerrar el paso del vapor de manera controlada al hacer girar el volante de la válvula, evitando así algún tipo de daño por el paso brusco del vapor a una determinada presión.

Se selecciona una válvula de interrupción de fuelle BSA1T DN 25 con brida PN16, Spirax Sarco (ver Figura 45).

Filtro tipo Y: se define que para la línea de vapor, seguido a la válvula de retención tipo globo, se instale un filtro tipo Y, la función de este filtro es retener partículas solidas, de esta manera se protege los demás accesorios de la línea de vapor y al proceso de producción que necesite del vapor producido.

Se selecciona, es un filtro tipo Y Fig. 34 DN 25 con tapa roscada, Spirax Sarco (ver Figura 45).

Válvula reductora de presión: se define que antes de la válvula de control, se instale una válvula reductora de presión, para reducir la presión de entrada a la válvula de control.

Se selecciona una válvula reductora de presión DN 25 BRV2S con brida PN16 y control de presión aguas abajo de 3.5 a 8.6 bar g, Spirax Sarco (ver Figura 45).

Válvula de control: la válvula de control se definió en la sección del sistema de control de temperatura del proceso de preparación de substrato, la válvula de control es una válvula solenoide marca Danfoos Ref. 032U3807, con bobina IP 43 y se instala cerca a la conexión de la línea de vapor con el serpentín (ver Figura 45).

Válvula de seguridad: se define que en la línea de vapor, antes de la entrada al serpentín, se instale una válvula de seguridad, con el objetivo de que si ocurre una sobrepresión, la válvula de seguridad se accione liberando la sobrepresión de vapor y de esta manera se proteja al serpentín.

Se selecciona una válvula de seguridad SV604AS de DN25 entrada PN40 tarada a 9 bares a, marca Spirax Sarco (ver Figura 45).

Separador: se define que en línea de vapor del serpentín, después de la válvula tipo globo y del filtro tipo Y, se instale un separador, la función de este elemento es retener las pequeñas gotas de agua que sean arrastradas por el vapor, separándolas del flujo de vapor, con esto se consigue eliminar la humedad del vapor, de esta manera se disminuye la posibilidad de afectar la eficiencia en la transferencia de calor, se reduce la erosión y corrosión en el sistema de vapor y se reducen las incrustaciones en las tuberías y superficies de transferencia de calor.

Se selecciona un separador S1 DN 25 roscado BSP, marca Spirax Sarco (ver Figura 45).

Rompedor de vacío: se define que en la línea de vapor, antes del inicio del serpentín, se instale un ruptor de vacío, con el objetivo de evitar presiones de vacío en el serpentín que puedan llegar a deformar la estructura del serpentín.

Se selecciona un rompedor de vacío para sistema de vapor VB14 ½", marca Spirax Sarco (ver Figura 45).

Eliminador de aire termostático: se define que cerca al inicio del serpentín, se instale el eliminador de aire y así evitar que se quede aire en el sistema.

Se selecciona un conjunto cápsula y asiento eliminador de aire AVS32 con rosca de ¾” BSP, marca Spirax Sarco (ver Figura 45).

Manómetro con sifón y válvula: para la línea de vapor se ha definido que se instale un manómetro antes de la válvula reductora y otro después de la válvula de control, el manómetro se instala con sifón tipo R y válvula para permitir un fácil mantenimiento o recambio.

Se selecciona un manómetro BSP Rango 5 (0 A 16 bar) con Sifon tipo R y válvula, marca Spirax Sarco (ver Figura 45).

Trampa de vapor de balde invertido: la trampa de vapor de balde invertido se define su instalación en la línea de condensado principal, esta trampa permite una separación eficiente del condensado del vapor, porque impide que se filtre vapor cuando pasa el condensado por la trampa.

Se selecciona una trampa de vapor de balde invertido con rosca de 1” tipo S y presión diferencial de 8 bares, marca Spirax Sarco (ver Figura 47).

Mirilla de retención: se define que, en la línea de condensado principal se instale una mirilla de retención después de la válvula de balde invertido, se instale una mirilla de retención en cada una de las líneas de condensado que salen del serpentín después de la trampa a flotador y una mirilla de retención en la línea de condensado que está conectado a cada separador de condensado, la mirilla de retención cumple dos funciones, una es que permite visualizar si hay circulación de condensado y la otra función es que impide el retorno del condensado.

Se selecciona una mirilla de retención con rosca BSP ó NPT de 1”, marca Spirax Sarco, para la línea de condensado principal y la línea de condensado que sale de cada uno de los serpentines y de ½” para la mirilla de retención que está ubicada en el drenaje del separador (ver Figura 45, Figura 46, Figura 47).

Válvula Esférica: se define instalar válvula esférica o tipo bola iniciando la línea de condensado principal, antes y después de la válvula solenoide, en el bypass que se le hace a la válvula de control, al inicio y final de la línea de condensado que sale del separador, a la salida de la línea de condensado que sale del serpentín y después de la mirilla de retención ubicada en esta última línea.

Se selecciona una válvula esférica M10V de 1” con conexiones roscadas, marca Spirax Sarco, para la línea de vapor del serpentín y para cada una las líneas de condensado que salen del serpentín, y de ½” para la línea de condensado que sale del separador (ver Figura 45, Figura 46, Figura 47).

Trampa a flotador: se define que en la línea de condensado, cercano a la salida del serpentín se instale una trampa a flotador, con el objetivo de drene el condensado por las líneas de condensado hasta el tanque de alimentación, este tipo de trampa es muy adecuado porque funcionan muy bien con sistemas que tienen control de temperatura, son de poco tamaño y trabajan de una manera eficiente con cargas grandes y pequeñas de condesados[15].

Se selecciona una trampa a flotador FT14-10 para conexión con rosca de 1” BSP DN 25 y conexiones horizontales, marca Spirax Sarco (ver Figura 46).

Trampa Termodinámica: se define que se instale una trampa termodinámica en la línea de condensado que sale del separador de condensado, la función de esta trampa es impedir que en el drenaje de condensado del separador se filtre vapor y de esta manera se afecte la transferencia de energía en el proceso.

Se selecciona una trampa termodinámica TD42L de ½” con conexiones roscadas BSP, marca Spirax Sarco (ver Figura 45).

Válvula cheque para condensado: se define instalar una válvula cheque en la línea que recoge todo el condensado que sale de cada uno de los serpentines y que posteriormente esta línea se conecta a la línea de condensado principal, la ubicación de la válvula cheque es unos pocos centímetros antes de la conexión con la línea de condensado principal, la función de la válvula cheque es impedir el retorno del condensado.

Reducciones: la reducción se utiliza, cuando se requiere hacer una conexión de un diámetro mayor a uno menor o inversamente, se utilizan en las instalaciones de: los manómetros, el rompedor de vacío y el eliminador de aire (ver Figura 45).

Unión universal: en las líneas de vapor y condensados se utilizan las uniones universales para permitir un fácil mantenimiento o recambio, de los elementos que componen el circuito de vapor y condensado (ver Figura 45, Figura 46, Figura 47).

Niples: elementos utilizados en la línea de vapor y condensados para unir tubería.

Codos y Tee: en la línea de vapor y condensado se requiere de codos para hacer cambios de direcciones a 90º en la tubería y de tees para hacer bifurcaciones en la tubería (ver Figura 45, Figura 46, Figura 47).

La Figura 45 (ver Anexo D-3) ilustra los elementos que conforman la línea de vapor para el serpentín, la descripción de estos elementos y el número al que corresponden en la Figura 45, se especifican en el Cuadro 10:

Cuadro 10. Listado de elementos de la figura 8.33

Nº	Elemento
1	Válvula de interrupción de fuelle BSA1T DN 25 con brida PN16, Spirax Sarco
2	Filtro tipo Y Fig. 34 DN 25 con tapa roscada, Spirax Sarco
3	Válvula solenoide marca Danfoos Ref. 032U3807, con bobina IP 43
4	Unión universal de 1”
5	Válvula esférica de 3/8” con conexiones roscadas
6	Sifon tipo R de 3/8”
7	Manómetro BSP rango 5 (0 A 16 bar), Spirax Sarco
8	Válvula reductora de presión DN 25 BRV2S con brida PN16 y control de presión aguas abajo de 3.5 a 8.6 bar g, Spirax Sarco
9	Válvula de seguridad SV604AS de DN25 entrada PN40 tarada a 9 bar a, Spirax Sarco
10	Válvula esférica M10V de 1” con conexiones roscadas, Spirax Sarco
11	Codo de 1”
12	T de ½”
13	Rompedor de vacio VB14 de ½”, Spirax Sarco
14	Eliminador de aire AVS32 con rosca de ¾” BSP, Spirax Sarco
15	Separador S1 DN 25 roscado BSP, Spirax Sarco
16	Codo de ½”
17	Mirilla de retención con rosca BSP de ½”, Spirax Sarco
18	Válvula esférica M10V de ½” con conexiones roscadas, Spirax Sarco
19	Unión universal de ½”
20	Trampa termodinámica TD42L de ½” con conexiones roscadas BSP, Spirax Sarco
21	Reducción macho 1” a hembra de ½”
22	Reducción macho 1” a hembra de 3/8”

La Figura 46 (ver Anexo D-5), ilustra los elementos que conforman la línea de condensado que sale del serpentín, la descripción de estos elementos y el número al que corresponden en la Figura 46, se especifican en el Cuadro 11:

Cuadro 11 Listado de elementos de la figura 8.34

Nº	Elemento
1	Válvula esférica M10V de 1” con conexiones roscadas, Spirax Sarco
2	Trampa a flotador FT14-10 DN 25, Spirax Sarco
3	Mirilla de retención con rosca BSP de 1”, Spirax Sarco
4	Unión universal de 1”
5	Codo de 1”

La Figura 47 (ver Anexo D-7), ilustra los elementos que conforman la línea de vapor principal, la descripción de estos elementos y el número al que corresponden en la Figura 47, se especifican en el Cuadro 12:

Cuadro 12. Listado de elementos de la figura 8.35

Nº	Elemento
1	Válvula esférica M10V de 1” con conexiones roscadas, Spirax Sarco
2	Unión universal de 1”
3	Trampa de vapor de balde invertido con rosca de 1” tipo S
4	Mirilla de retención con rosca BSP de 1”, Spirax Sarco
6	Codo de 1”

Figura 45. Línea de entrada de vapor a serpentín

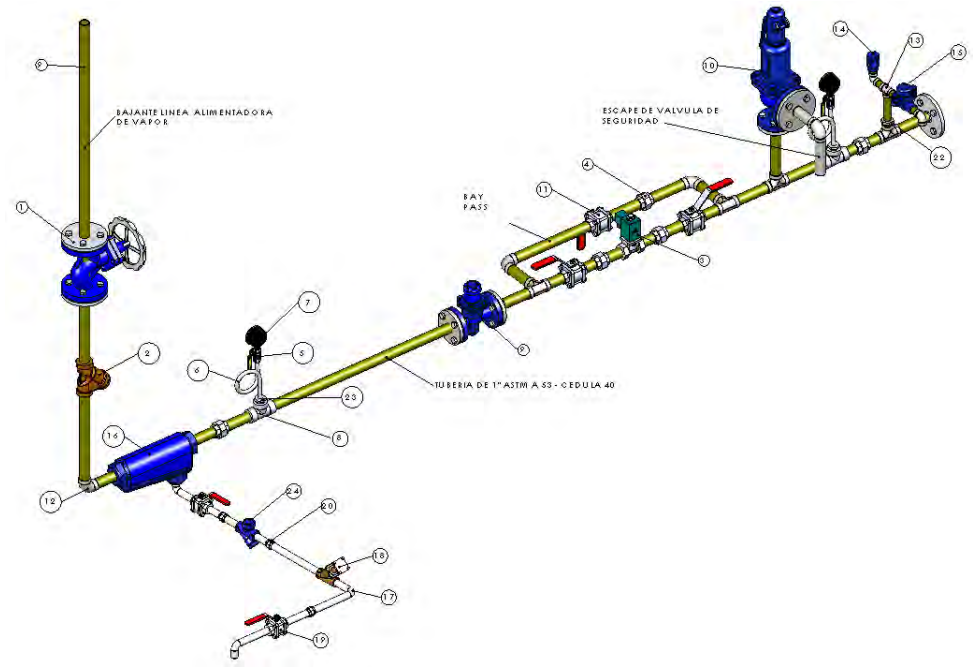


Figura 46. Línea de salida de condensado de serpentín

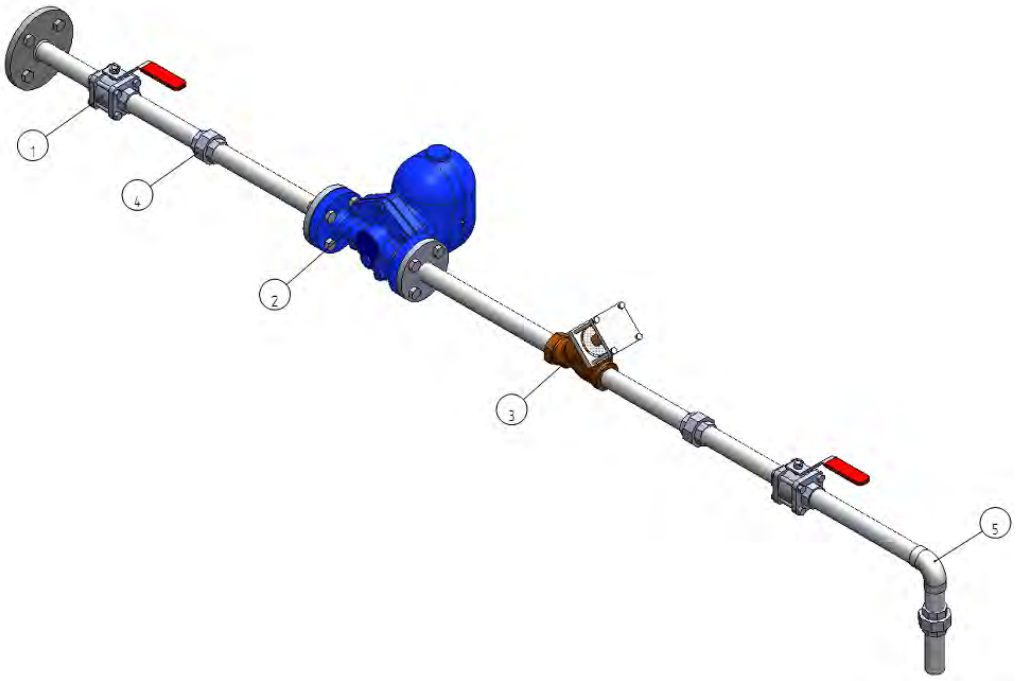
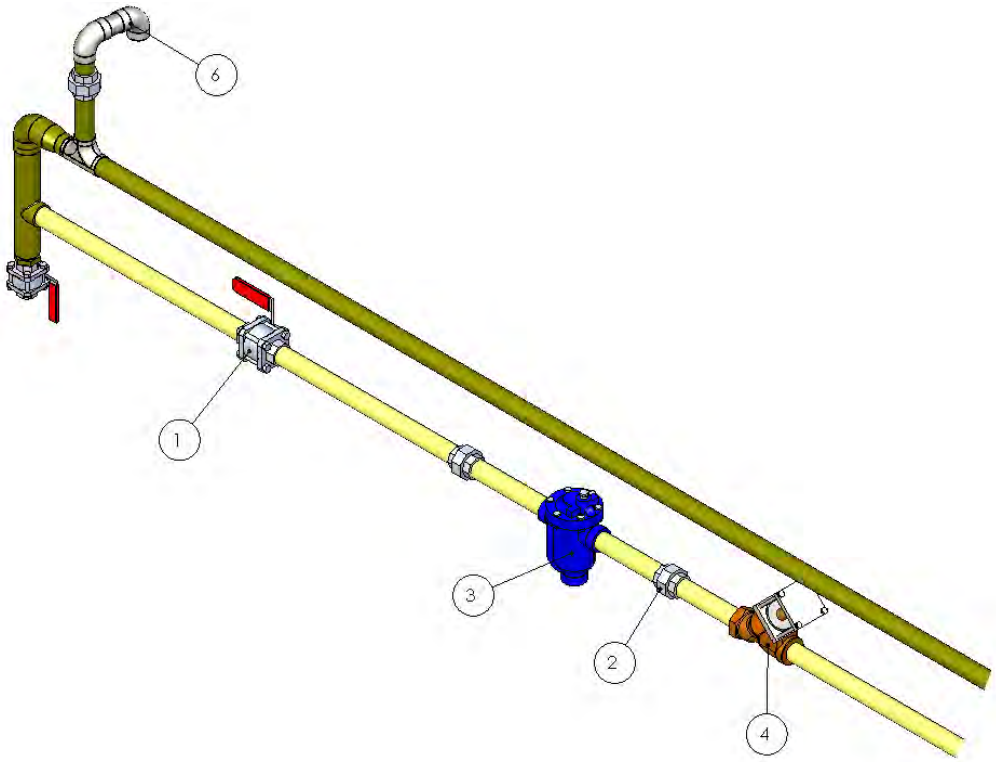


Figura 47. Línea de vapor principal



8.2.6.7 Sistema de tratamiento de agua. En un sistema de generación de vapor, es de gran importancia que se realice un buen proceso de tratamiento de agua para la caldera, porque de la calidad del agua, depende la vida y el buen funcionamiento de la caldera, la calidad y composición del agua para calderas se encuentran reguladas por normas, dentro de estas normas se encuentra UNE P100, la FDA y la USDA.

Un sistema típico de tratamiento de agua está constituido por los siguientes procesos:

- Proceso de suavizado.
- Proceso de desgasificación.

Proceso de suavizado: uno de los problemas que se presentan en las calderas, son las incrustaciones de sólidos en las tuberías internas de intercambio de calor de la caldera y en las tuberías de las líneas de vapor y condensados, causando deterioro de la eficiencia térmica de la caldera, variaciones de las propiedades del vapor y contaminación del proceso productivo, entre otros, estos problemas se deben a la presencia de sales minerales en el agua, que es básicamente presencia calcio y magnesio.

Un proceso de suavizado consiste principalmente en retener el calcio y el magnesio que este contenida en el agua, y además retiene partículas generadoras de sólidos.

Existen dos tipos de suavizados, estos son:

Suavizado Mecánico: Una técnica de suavizado mecánico utilizado en la industria es la Osmosis Inversa, esta técnica consiste en bombear agua a alta presión a través de membranas semipermeables y de esta manera se separa las sales del agua.

Suavizado Químico: El concepto de suavizado químico consiste en hacer pasar el agua no tratada a través de una o varias columnas de suavizado, estas columnas contienen una resina que por lo general está compuesta por aniones poliméricos y cationes de sodio que al entrar en contacto con el magnesio y el calcio se produce un intercambio de gran afinidad y de esta manera los iones de calcio y magnesio son reemplazados por iones de sodio, este proceso se produce dentro de un tanque diseñado para este proceso. Cuando el equipo de suavizado

se satura de partículas solidas, estas partículas son removidas por medio de un proceso de regeneración, que consiste de un tanque alterno con salmuera (soda caustica), que mediante un sistema manual o automático entra la solución de salmuera al tanque del suavizador y remueve la acumulación de sales minerales.

La selección de un suavizador mecánico o químico depende de variables como: la capacidad de la caldera, el flujo de agua necesario para abastecer la operación de la caldera, la cantidad de condesados recuperados por el sistema de condensado y principalmente la dureza del agua del sitio de operación de la caldera.

El proceso de suavizado también se complementa con la adición de químicos que dispersan los elementos que causan dureza en el agua, como es el hierro y óxidos metálicos, una composición básica del químico es a base de polifosfatos, agentes secuestrantes, polímeros y copolímeros carboxílicos, la aplicación de un químico de estas características debe de aplicarse al sitio de descarga del agua de alimentación[17].

Para el caso de estudio, se seleccionó y se cotizó por medio de la compañía Disin S.A.[16], un equipo de suavización de 14" de diámetro con funcionamiento manual (ver Figura 48 y Anexo C-4), este equipo de suavizador es del tipo químico. El equipo incluye todos los accesorios pertinentes al proceso de suavizado (ver Anexo D-9).

Figura 48. Equipo de suavizado con operación manual

Fuente: Disin. Colombia: 2012. [Consultado el 15 de Agosto de 2012]. Disponible en internet: http://www.disin.com/

[16] Disin S.A. Compañía que construye y distribuye equipos para sistemas de vapor

Para el caso de estudio, el proceso de suavizado químico se complementaría con la adición de químicos, estos químicos estarían almacenados en un recipiente (diferente al tanque de salmuera) y se suministraría al agua de alimentación por medio de una bomba dosificadora (ver Figura 49).

Con relación a los químicos, existen diferentes marcas en el mercado, para el caso de estudio se podrían utilizar los siguientes químicos distribuidos por la compañía ChemiCoaching[17]:

- Boilerguard 2264, este químico se utiliza para el tratamiento interno para el control de depósitos e incrustaciones en calderas.
- Neutraline 2340, es químico es un neutralizante de condensado para sistemas de generación de vapor.

Proceso de desgasificación: los problemas de corrosión de los tubos de intercambio de calor de una caldera, de los accesorios (válvulas, filtros, etc.), dispositivos (como por ejemplo bombas) y tuberías de las líneas de vapor y condensado, están relacionados con la presencia de oxigeno disuelto y dióxido de carbono en el agua de alimentación, para reducir en un alto porcentaje la cantidad de estos elementos del agua, se utiliza un equipo desgasificador o desaireador.

Existen dos maneras de desgasificar el agua, estos son:

Desgasificación Térmica: el concepto termodinámico de funcionamiento de un desgasificador térmico, se basa en la ley de Henry, que dice que existe una relación temperatura en la cual los gases presentes en un medio como el agua, se separan por completo y este fenómeno es independiente de la presión para presiones menores a 5 atmosferas, el desgasificador consigue este objetivo al introducir vapor al agua de alimentación y de esta manera eleva la temperatura del agua hasta 100 ºC, con esto se consigue además aumentar la temperatura del agua de alimentación, mejorando así la eficiencia de la caldera.

Una disposición típica de un equipo de desgasificación térmica, consiste en dos unidades de tanques, uno de los tanques está en la parte superior del otro tanque y es en este tanque superior o cabezal superior donde se realiza el proceso de desgasificación, el agua que llega a este cabezal proviene del proceso del suavizador y de las líneas de condensado y el tanque inferior lo que hace es

[17] ChemiCoaching Ltda. Compañía que dentro de su portafolio distribuye químicos para el tratamiento de agua de alimentación de calderas

almacenar el agua que ha sido desgasificada, normalmente este es el tanque de alimentación de la caldera.

Desgasificación Química: el proceso de desgasificación química del agua para caldera, consiste en adicionar un químico secuestrante de oxigeno al agua de alimentación, este químico puede ser bisulfito de sodio refinado, amina neutralizante o hidracina, el químico puede adicionarse en el tanque de almacenamiento del desaireador o en la línea de agua de alimentación, después del desaireador[17].

Para el caso de estudio, según recomendaciones de la compañía Disin, se utilizaría en el sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido, un proceso de desgasificación química.

Uno, de los químicos que se utilizan para desgasificación del agua de alimentación, es el químico Oxycontrol 2100[17], este producto químico es un secuestrante de oxígeno para sistemas de generación de vapor, para el caso de estudio, el químico se almacenaría en un recipiente y desde aquí se suministraría al agua de alimentación por medio de una bomba dosificadora (ver Figura 49).

Para el proceso de desgasificación química se cotizó con la compañía Novatec Fluis System S.A.[18], la siguiente referencia de bomba de dosificadora:

- Bomba dosificadora electromagnética de diafragma, marca Milton Roy, modelo P061-468SI (ver Figura 49).

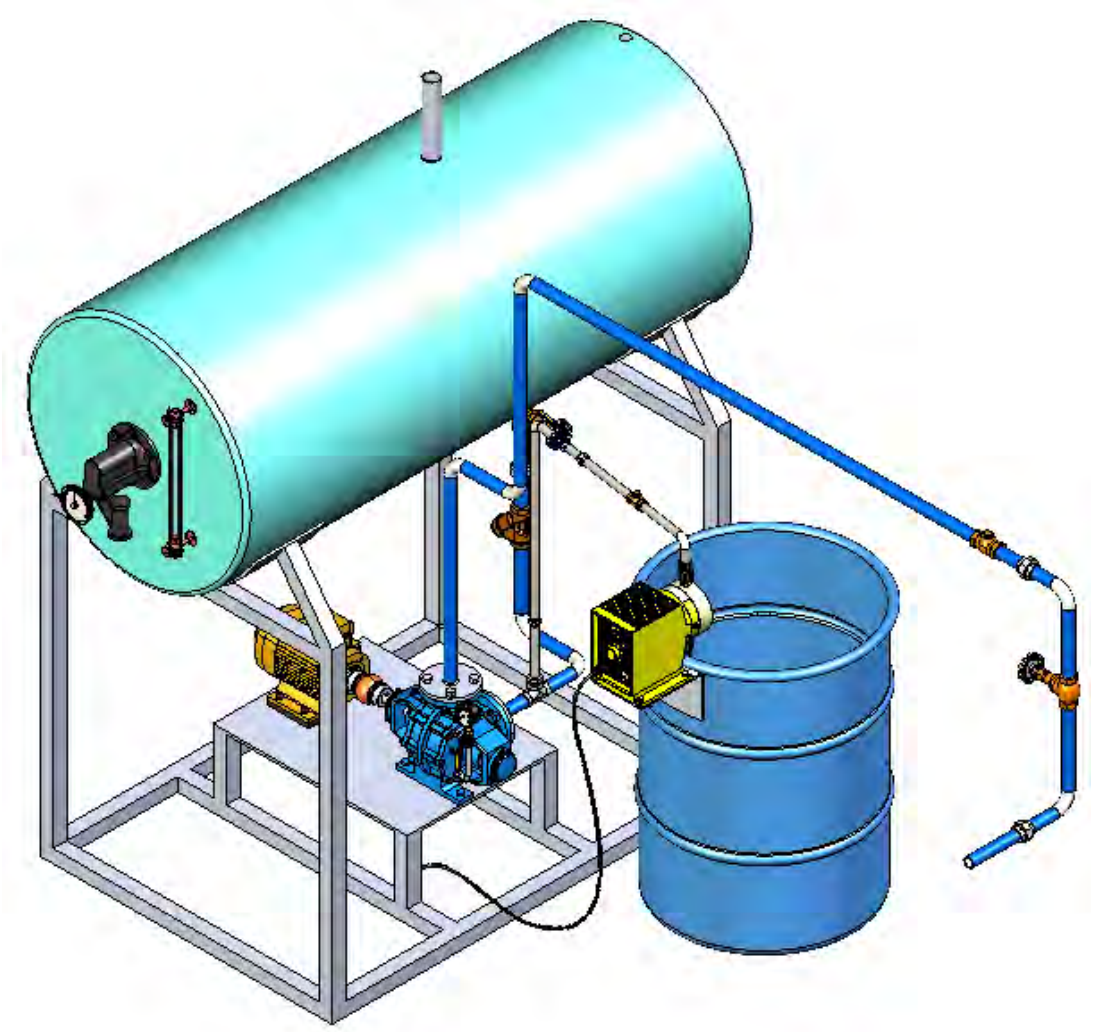
8.2.6.8 Sistema de alimentación de agua. El sistema de alimentación de agua consiste en el suministro del agua tratada a la caldera, esta agua tratada por el suavizador y por el proceso de desgasificación, esta almacenada en un tanque y por medio de una bomba se introduce el agua de alimentación a la caldera a la presión de operación de la caldera (ver Figura 49).

Para el caso de estudio, se cotizó una caldera de 10 BHP y presión de operación de 150 psig con el fabricante de calderas “Termovapor” (ver Anexo C-2) y la cotización incluye el sistema de alimentación del agua y los elementos que lo constituyen, según la cotización, son:

[18] Novatec Fluis System S.A., Compañía que presta servicios relacionados con control, dosificación, y agitación de fluidos

- 1 Bomba IHM.
- 1 Motor 3 HP-220-440.
- 1 Base para conjunto motobomba.
- 1 Tanque para retorno de condesados de 40 galones.

Figura 49. Sistema de alimentación y tratamiento de agua



8.2.7 Diseño de los tanques nuevos para el sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido. Se define diseñar tanques nuevos para el sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido, porque los actuales se encuentran en regular estado y no sería coherente hacer una inversión alta en un nuevo sistema de calentamiento y continuar con los tanques existentes, los tanques se diseñan para todas la estaciones de preparación de 0.8 m^3 y 2.56 m^3,

volúmenes que son iguales a los actuales e igualmente estos tanques tendrían las mismas dimensiones de los actuales.

Para el diseño de los componentes que hacen parte del tanque, se utiliza el mismo concepto de diseño y materiales, que se utilizó en los tanques del sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido y los análisis de resistencia mecánica realizados para la estructura metálica de estos tanques valida la estructura metálica de los tanques del sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido. El diseño del tanque se proyecta de tal manera que en su totalidad se puedan construir en la compañía ICL porque se dispone del recurso humano y físico para tal fin.

A continuación se ilustra cada uno de los componentes que hacen parte del conjunto del tanque.

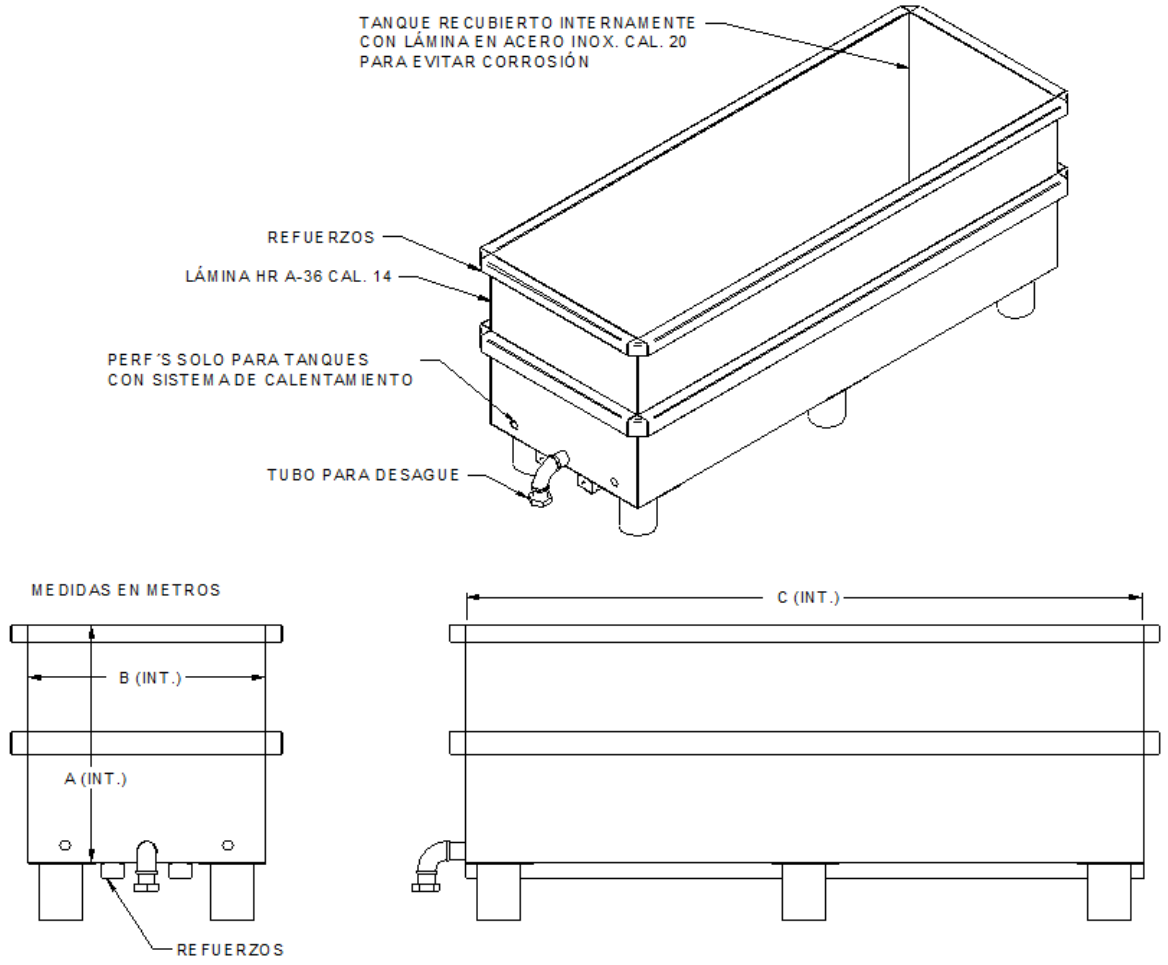
8.2.7.1 Diseño de la estructura metálica de los tanques nuevos para el sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido. La estructura metálica de los tanques se define que sea acero estructural ASTM A-36 calibre 14 (1.9 mm) y se protege internamente con un recubrimiento en acero inoxidable AISI 304 cal. 20 (0.9 mm) y los soportes de la estructura son tubos de 5” de diámetro ASTM A53 calibre 40.

En la Figura 50, se ilustra el diseño y las dimensiones internas de la estructura metálica de los tanques para el sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido y en el Cuadro 13 se muestran los valores a los que corresponden las letras A, B y C de la Figura 50.

Cuadro 13. Dimensiones internas de la estructura de los tanques para el sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido

Volumen	A	B	C
Tanque de 0.8 m^3	0.700 m	0.700 m	2.000 m
Tanque de 2.56 m^3	1.100 m	0.800 m	3.300 m

Figura 50. Diseño de la estructura metálica de los tanques para el sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido



8.2.7.2 Diseño del serpentín para los tanques nuevos con sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido. La dimensión del serpentín para el sistema de caldera y serpentín sumergido se calculó en este capítulo, en esta sección se ilustra sin entrar en detalle la manera como sería el diseño y construcción del serpentín.

El serpentín se construye utilizando tubería inoxidable calibre 40 AISI 304 de diámetro nominal de 1" y los retornos a 90º se doblan del mismo tubo lineal, la unión del tubo y las bridas, se hacen con soldadas (ver Figura 51 y Figura 52).

Figura 51. Serpentín para el tanque de 0.8 m³ con sistema de calentamiento con caldera

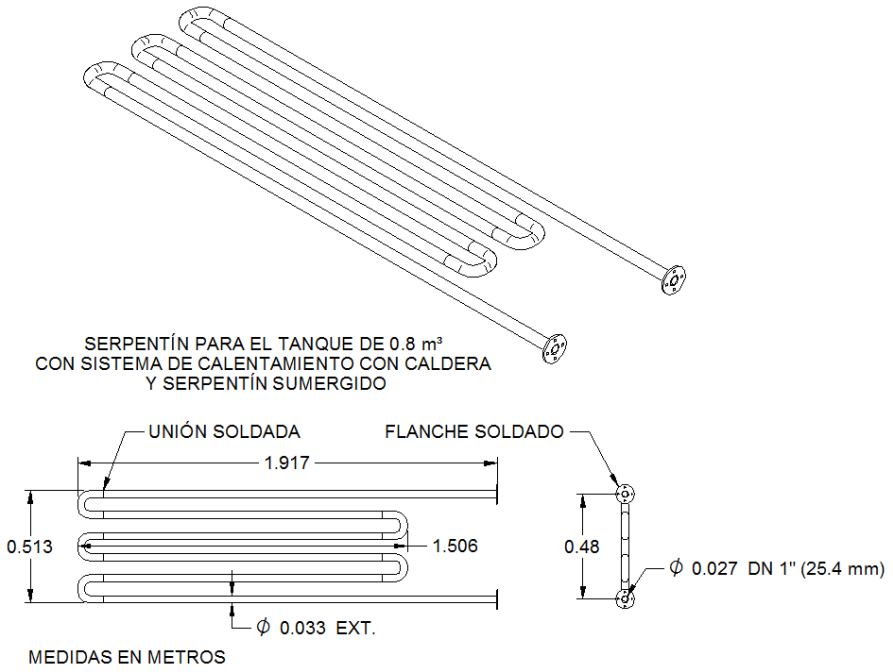
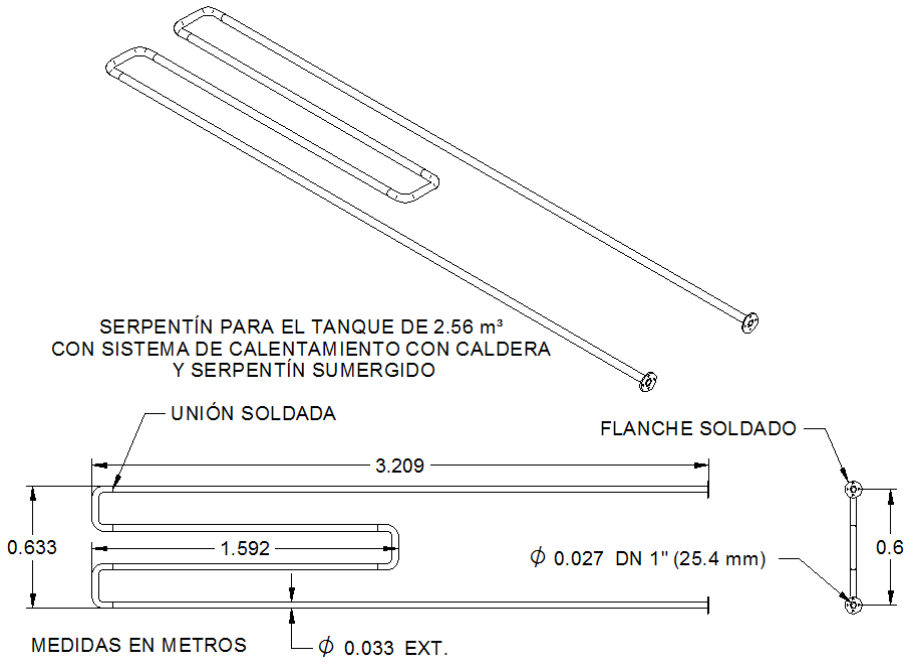


Figura 52. Serpentín para el tanque de 2.56 m³ con sistema de calentamiento con caldera



8.2.7.3 Diseño del soporte para el serpentín de los tanques nuevos con sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido. El diseño del soporte se ilustra en la Figura 53 y Figura 54, el material utilizado es lámina inoxidable AISI 304 calibre 14 y las uniones son soldadas, en el diseño se incluyen refuerzos donde se soportaría la canasta que contendría los substratos a preparar, en caso de que se opte por tener este componente.

Figura 53. Diseño del soporte del serpentín para el tanque de 0.8 m³ con sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido

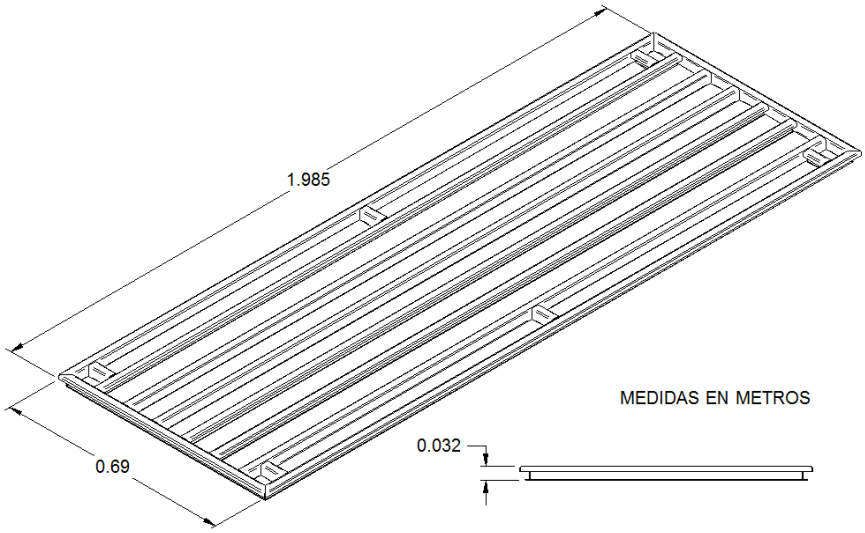
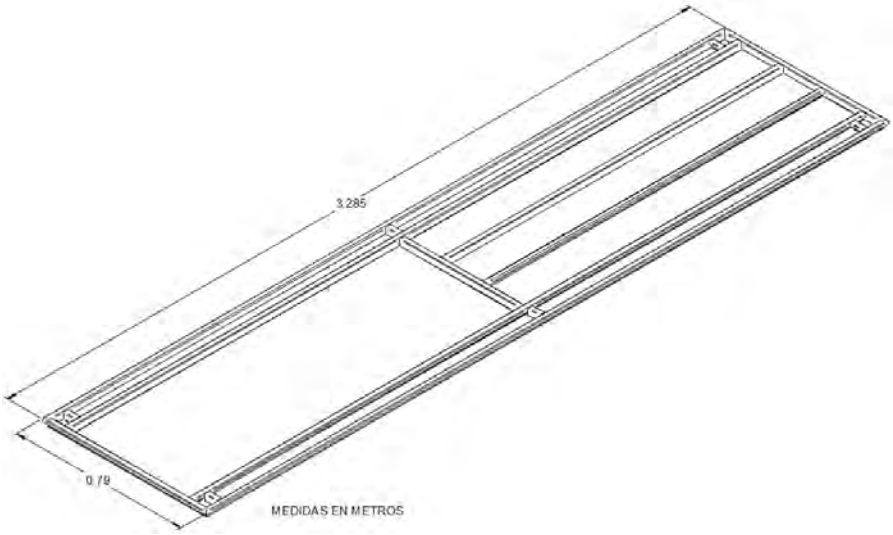
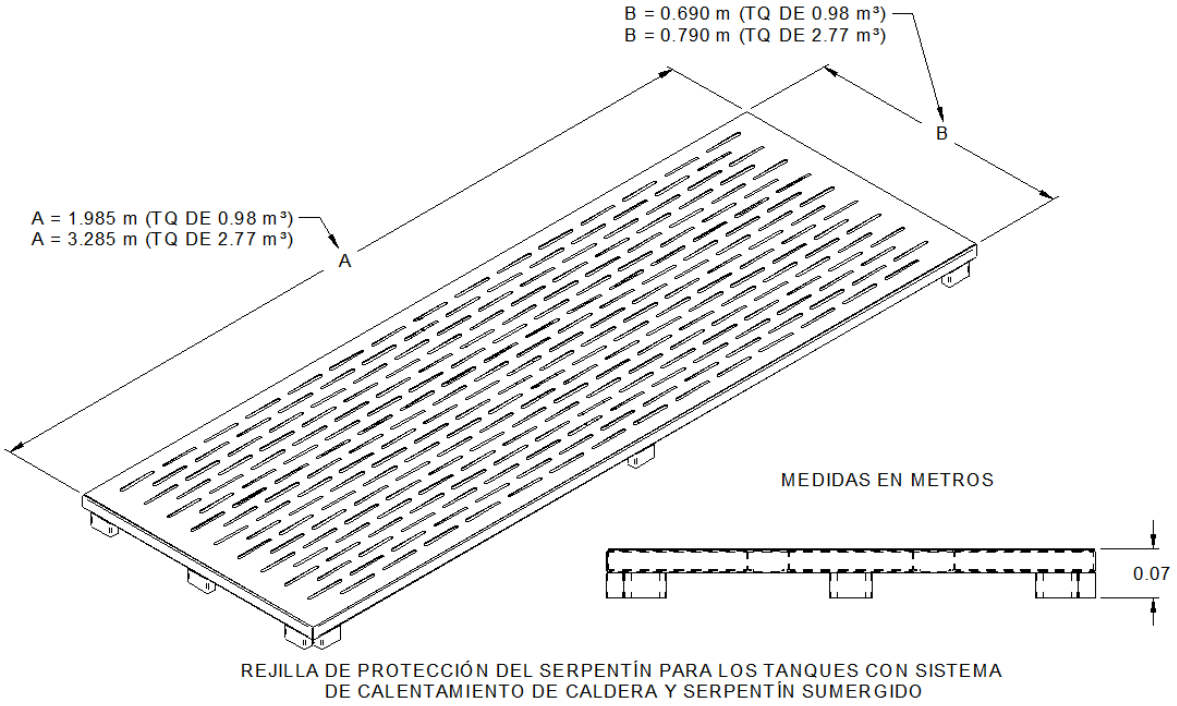


Figura 54. Diseño del soporte del serpentín para el tanque de 2.56 m³ con sistema de calentamiento con caldera y serpentín



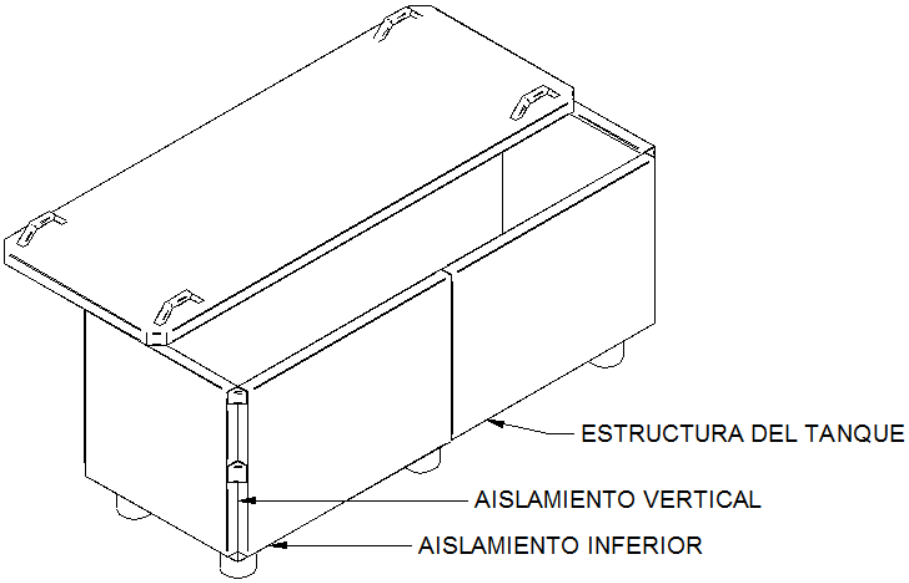
8.2.7.4 Diseño de la rejilla de protección para el serpentín de los tanques nuevos con sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido. El diseño del soporte se ilustra en la Figura 55, el material utilizado es lámina inoxidable AISI 304 calibre 16 y las uniones son soldadas.

Figura 55. Diseño de la rejilla de protección del serpentín para el tanque de 0.8 m³ y 2.56 m³ con sistema de calentamiento con caldera y serpentín



8.2.7.5 Aislamiento térmico para los tanques del sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido. Las características principales de diseño del aislamiento térmico es que son paneles que en su interior contienen lana de roca y estos se instalan en las superficies laterales e inferiores del tanque, además el tanque tendría un aislamiento por la superficie superior que consiste en una tapa recubierta igualmente con lana de roca, la estructura de los paneles y la tapa superior es en lamina de acero inoxidable AISI 304 cal. 20 (0.9 mm), los paneles laterales e inferiores se fija con tornillo y tuerca a la estructura del tanque (ver Figura 56).

Figura 56. Tanque de 0.98 m³ del sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido aislado térmicamente



8.2.7.6 Ensamble de los elementos que componen el sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido. Los elementos principales que componen el sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido, seleccionados y diseñados como propuesta de mejora para el proceso de preparación de sustrato de la compañía ICL, son:

- Tanque de preparación de 0.8 m^3 y 2.56 m^3.
- Conjunto serpentín, compuesto por el serpentín, la base y protector del serpentín.
- Caldera pirotubular de 10 BHP y 150 psig.
- Sistema de control, compuesto por: controlador de temperatura, RTD PT100 y la válvula solenoide.
- Accesorios para la línea de vapor y condensado.
- Tubería ASTM A-53 de DN 1”, para las líneas de vapor y condensando.
- Sistema de tratamiento de agua para la caldera.
- Sistema de alimentación de agua para la caldera.

En la siguiente Figura 57 y Figura 58, se ilustra el ensamble del sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido (ver Anexo D-1 y Anexo D-2).

Figura 57. Vista superior del sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido

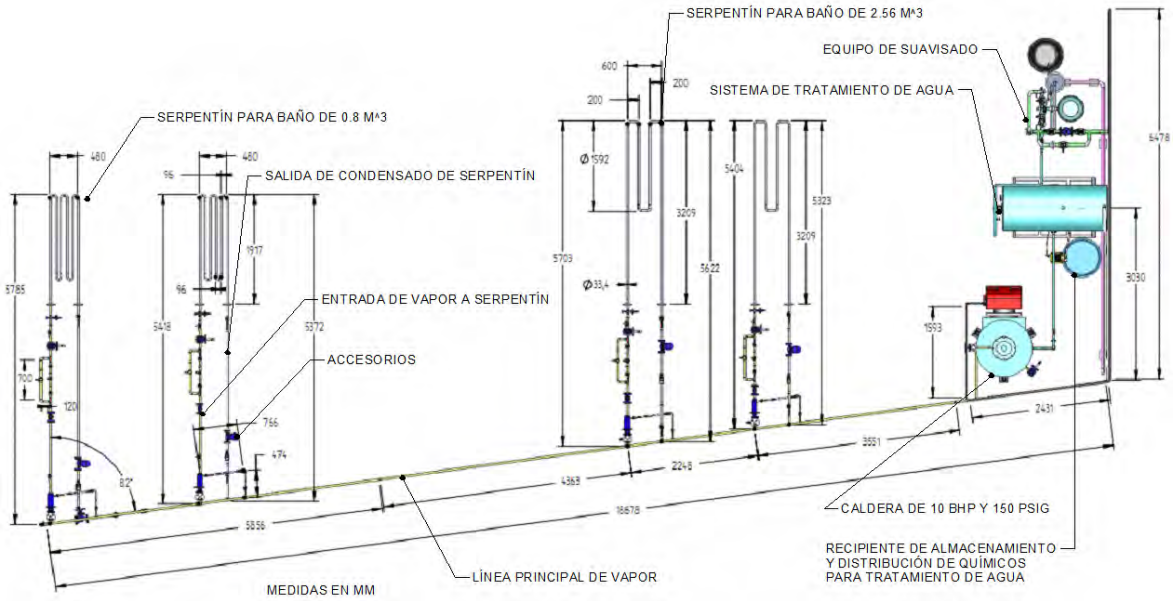
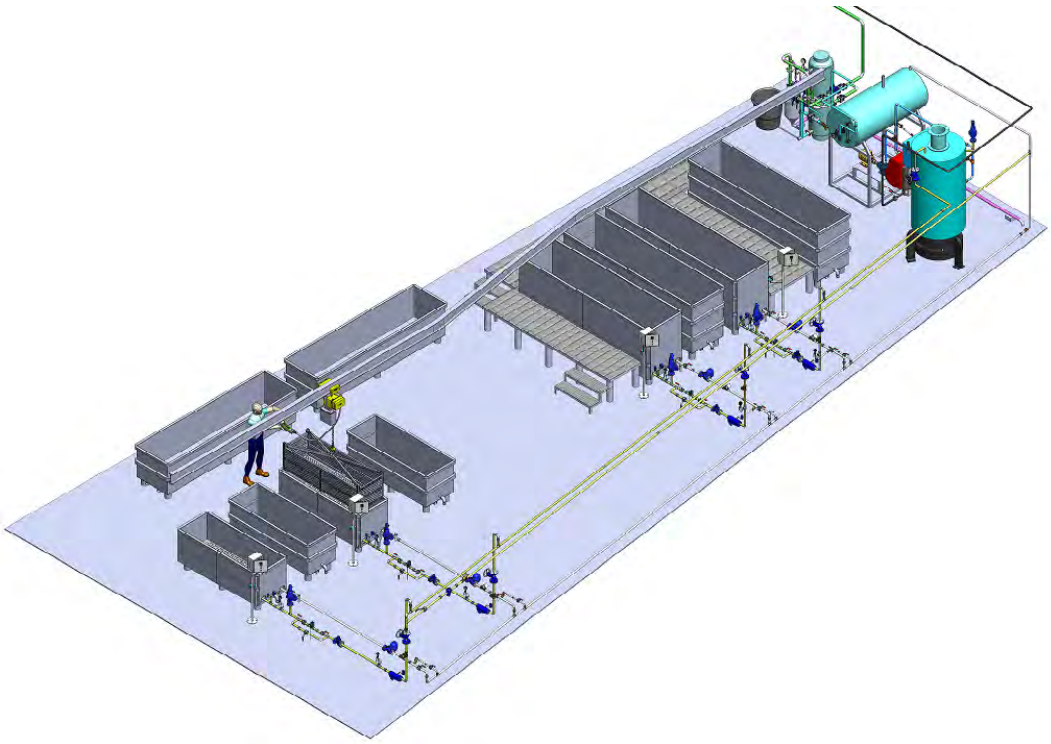


Figura 58. Montaje general del sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido



9. DISEÑO DE TRANSPORTE PARA EL PROCESO DE PREPARACIÓN DE SUBSTRATO

El sistema actual de transporte del substrato por cada una de las estaciones del proceso de preparación de la compañía ICL es manual, el objetivo de este capítulo es proponer un sistema de transporte mecánico, a fin de optimizar los costos por mano de obra y mejorar el tiempo de respuesta del proceso de preparación del substrato.

El diseño de transporte es un diseño sencillo que básicamente está constituido por un polipasto que se desplaza por un riel y el polipasto se desplaza soportando una canasta que contendría las piezas a preparar por cada una de las estaciones del proceso de preparación (ver Anexo D-11).

9.1 SELECCIÓN DEL POLIPASTO

La función que cumple el polipasto en el sistema de transporte es sostener, bajar, subir y desplazar horizontalmente una canasta que estaría cargada con las piezas a preparar.

Con la compañía TecniYale[19] se cotiza (ver Anexo C-8) un polipasto marca Yale con capacidad de carga de 1 tonelada, con trolley eléctrico para subir y bajar la cadena (Izaje) (ver Figura 59) y para el movimiento horizontal un trolley manual de empuje marca Yale con capacidad de 1 tonelada (ver Figura 60).

Las características principales de los equipos cotizados son:

Polipasto eléctrico con Trolley eléctrico de 1 Tonelada

- Marca: Yale
- Modelo: YJL
- Referencia: YJL1-10TH16S1
- Capacidad: 1 Tonelada
- Izaje: 5 m
- Velocidad de Izaje: 5 m/min
- Norma: ASME “H4”

[19] TecniYale, Compañía que importa y comercializa polipastos y accesorios para puente grúas marca Yale

- Motor: 1 HP -1800 RPM (220/440 V-60Hz-3F)
- Control: Botonera 4 puls. con mando de 24 V

Figura 59. Polipasto eléctrico con Trolley eléctrico marca Yale

Fuente: TecniYale. Colombia: 2012. [Consultado el 01 de Agosto de 2012]. Disponible en internet: http://www.tecniyale.com/

Trolley Manual

- Marca: Yale
- Modelo: HTP/A
- Capacidad: 1 Tonelada
- Tipo: Empuje
- Ancho de viga: 58-220 mm

Figura 60. Trolley Manual marca Yale

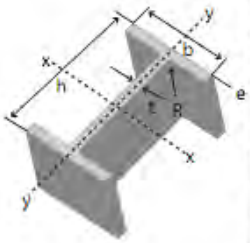
Fuente: TecniYale. Colombia: 2012. [Consultado el 01 de Agosto de 2012]. Disponible en internet: http://www.tecniyale.com/

9.2 SELECCIÓN Y CÁLCULO DEL RIEL PARA EL DESPLAZAMIENTO DEL TROLLEY

Se decide seleccionar inicialmente para el desplazamiento horizontal del trolley del sistema de transporte del substrato del proceso de preparación de substrato, a una viga IPE 140 Norma DIM (ver Figura 61), la validación de la viga se hace calculando el esfuerzo normal máximo generado por una carga de 1 tonelada, para al final hallar el factor de seguridad, si este factor está entre 2.5 y 3 la viga se valida (valor típico utilizado en estructuras metálicas donde exista algún riesgo que atente contra la integridad física de personas).

Figura 61. Vigas IPE Norma DIM

IPE
Vigas Europeas
I de alas paralelas normales



IPE	DIMENSIONES					Sección	Peso	Momento de inercia cm⁴		Módulo resistente		Radio de giro cm	
	h	b	t	e	r	cm²	kg/m	I_x	I_y	W_x	W_y	i_x	i_y
	mm												
80	80	46	3,8	5,2	5	7,64	6,0	80,1	8,49	20,0	3,69	3,24	1,05
100	100	55	4,1	5,7	7	10,3	8,1	171	15,9	34,2	5,79	4,07	1,24
120	120	64	4,4	6,3	7	13,2	10,4	318	27,7	53,0	8,65	4,90	1,45
140	140	73	4,7	6,9	7	19,4	12,9	541	44,9	77,3	12,30	5,74	1,65
160	160	82	5,0	7,4	9	20,1	15,8	869	68,3	109,0	16,70	6,58	1,84
180	180	91	5,3	8	9,0	23,9	18,8	1320	101	146,0	22,20	7,43	2,05
200	200	100	5,6	8,5	12	28,5	22,4	1940	142	194,0	28,50	8,25	2,24
220	220	110	5,9	9,2	12	33,4	26,2	2770	205	252	37,30	9,11	2,48
240	240	120	6,2	9,8	11	39,1	30,7	3890	284	324	47,30	9,97	2,70
270	270	135	6,6	10,2	15	45,9	36,1	5790	420	429	62,20	11,23	3,02
300	300	150	7,1	10,7	15	53,8	42,2	8360	604,0	557	80,50	12,47	3,35
330	330	160	7,5	11,5	18	62,6	49,1	11770	788,0	713	98,5	13,70	3,55
360	360	170	8,0	12,7	18	72,7	57,1	16270	1040,0	904	123	14,96	3,78
400	400	180	8,6	13,5	21	84,5	66,3	23130	1320	1160	146	16,54	3,95
450	450	190	9,4	14,6	21	98,8	77,7	33740	1680	1500	176	18,48	4,12
500	500	200	10,2	16	24	116	90,7	48200	2140	1930	214	20,38	4,30
550	550	210	11,1	17,2	24	134	106	67120	2670	2440	254	22,38	4,77
600	600	220	12,0	19	24	156	122	92080	3387	3070	308	24,3	4,66

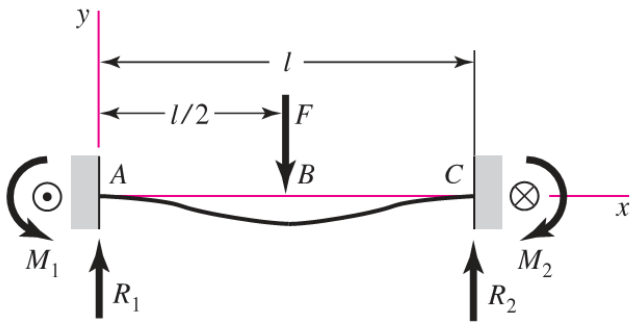
Fuente: Aceroscol. Brochure de productos. Colombia: Aceroscol, 2012. 20p.

9.2.1 Cálculo de resistencia mecánica de la viga IPE. La viga IPE 140 para el sistema de transporte del substrato, se fijaría por medio de soldadura a la estructura del techo del área donde se encuentra los tanques de preparación.

Los cálculos se hacen con un método analítico, utilizando las ecuaciones de resistencia de materiales[13].

Para el análisis de la resistencia mecánica de la viga IPE 140 se representa como un caso de una viga empotrada por estar soldada a las vigas de amarre del techo y se analiza para una carga puntual centrada en la longitud libre de la viga IPE 140 (ver Figura 62), se analiza con una carga centrada porque cuando el polipasto este en el centro de la viga IPE 140 sería la situación crítica de esfuerzo.

Figura 62. Viga empotrada por sus extremos con una carga puntual centrada en su longitud



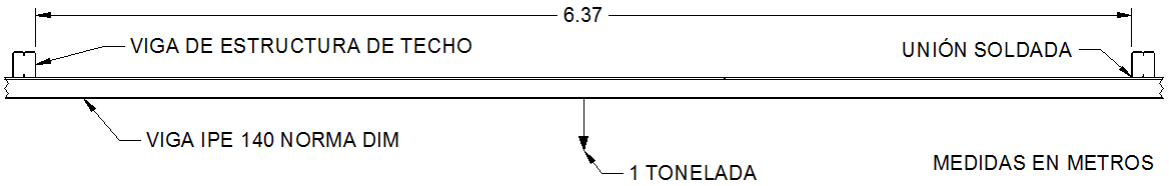
Fuente: BUDYNAS, Richard G. Diseño en Ingeniería Mecánica de Shigley. Octava edición. México: McGraw-Hill Interamericana, 2008. 1059 p.

El momento flector M_{AB} de la Figura 62 se determina con la siguiente ecuación:

$$M_{AB} = \frac{F}{8}(4x - l)(N.m)$$

En la Figura 63 se ilustra esquemáticamente las características de ensamble entre la viga IPE y las vigas de amarre del techo.

Figura 63. Ilustración del ensamble y condición de esfuerzo de la viga para el desplazamiento del trolley del sistema de transporte del substrato



Los valores de F, L y x de la Figura 62 para el caso de estudio, son:

- F = 9.8000 kN (1 Tonelada)

- L = 6.3700 m
- x = L/2 = 3.1850 m

Sustituyendo los valores anteriores, en la ecuación que calcula el momento flector para el caso de estudio, se obtiene que el momento máximo sería de:

$$M_{AB} = \frac{F}{8}(4x - l) = \frac{9.8000\ kN}{8} \times (4(3.1850\ m) - \ 6.3700\ m) = 7.8032\ kN.m$$

El esfuerzo normal máximo de una viga, se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$\sigma_m = \frac{M}{S}\ (Pa)$$

Donde S corresponde al módulo elástico de la sección, y según la tabla de la Figura 61, la viga IPE 140 tiene un valor de S de 77.3 cm^3 (7.73 x 10^{-5} m^3).

Sustituyendo los valores de M y S en la ecuación del esfuerzo normal, se obtiene:

$$\sigma_m = \frac{M}{S} = \frac{7.8032\ kN.m}{7.73\ x\ 10^{-5}\ m^3} = 100946.9599\ Pa \approx 101\ MPa$$

La calidad de la viga IPE 140 es acero estructural ASTM A-36 con un límite de fluencia a tensión de 250 MPa[13], es decir que el factor de seguridad es:

$$F_{TQ0.98} = \frac{\sigma_y}{\sigma_m} = \frac{250\ MPa}{101\ \ MPa} = 2.47 \approx 2.5$$

Con un factor de seguridad de 2.5, la viga IPE 140 se valida, porque el valor está entre 2.5 y 3.0 como se especificó anteriormente.

9.3 DISEÑO DE LA CANASTA PARA EL SISTEMA DE TRANSPORTE

Para transportar y sumergir las piezas a preparar (substrato), en el baño de cada una de las estaciones, se requiere de una canasta, en esta sección se ilustra sin entrar en detalle, el diseño de la canasta a fin de ilustrar la manera como sería el diseño y construcción, el diseño se proyecta para que sea construido en las instalaciones de la compañía ICL SAS, porque se dispone del recurso humano y físico para este fin.

El diseño de las canastas que se ilustra en este capítulo, aplica para cualquiera de los dos sistemas de calentamiento evaluados (sc con quemador y serpentín sumergido y sc con caldera y serpentín sumergido), la estructura de la canasta se hace en acero inoxidable AISI 304 (ver Figura 64 y Figura 65).

La canasta para el tanque de 2.77 m^3 y 0.98 m^3 (sc con quemador y serpentín sumergido) o 2.56 m^3 y 0.8 m^3 (sc con caldera y serpentín sumergido) debe de soportar una carga máxima de 600 kg y 200 kg respectivamente, la base de la canasta se diseña para que soporte esta especificación de carga y el perfil de los elementos que hacen de viga en la base se utiliza para el resto de la estructura, este cálculo no se ilustra en este proyecto, pero se especifica que cuando se decida construir las canastas, es efectué el cálculo de la resistencia mecánica a toda la estructura.

Figura 64. Canasta para los sistema de transporte de los tanques de 2.77 m³ o 2.56 m³

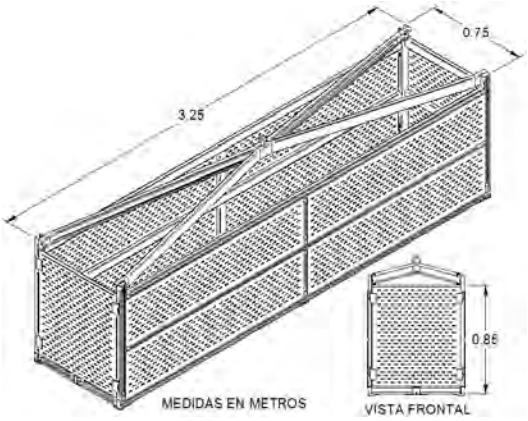
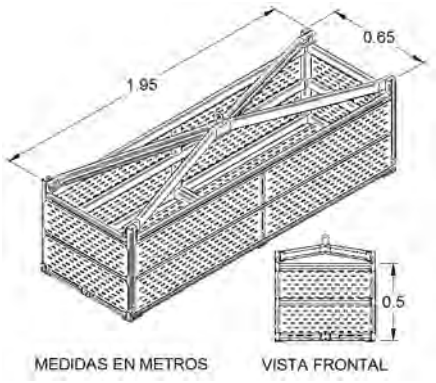


Figura 65. Canasta para los sistema de transporte de los tanques de 0.98 m³ o 0.8 m³



10. ESTUDIO ECONÓMICO DE LAS PROPUESTAS DE MEJORA PARA EL PROCESO DE PREPARACIÓN DE SUBSTRATO

El objetivo general de este proyecto es optimizar el proceso de preparación de substrato previo al proceso de pintura electrostática de la compañía ICL SAS y en este capítulo se evaluara la viabilidad de implementación de las propuestas que han sido desarrolladas para el cumplimiento del objetivo general.

Los análisis desarrollados en este proyecto, con el objetivo de optimizar el proceso de preparación de substrato, son:

- Análisis de dos propuestas de sistemas de calentamiento nuevos, desarrollados en el capítulo 8.
- Análisis de un sistema de transporte del substrato, desarrollado en el capítulo 9.

En este capítulo se incluye la evaluación de la viabilidad de implementación del GN en ICL y con este serían tres los proyectos desarrollados y evaluados.

10.1 SELECCIÓN DEL SISTEMA DE CALENTAMIENTO

Los sistemas de calentamiento que se evaluaron en este proyecto, son un sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido y un sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido.

En esta sección se determinará cuál de los dos sistemas de calentamiento es la mejor alternativa para la compañía ICL.

La metodología para la selección del sistema de calentamiento, consiste en:

- Cálculo del costo de los elementos necesarios para la implementación de los sistemas de calentamiento evaluados.
- Analizar la viabilidad de la inversión económica en el proyecto de implementación del sistema de calentamiento.

10.1.1 Costo de implementación del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido. El costo de los elementos relacionados con el diseño

realizado para el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, se muestra en el Cuadro 14 (ver Anexo C-1, Anexo C-5 y Anexo C-9).

Cuadro 14. Cálculo de costo por implementación de sistema de quemador y serpentín sumergido

Costo de implementación del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido			
Ítem	**Descripción**	**Ctd.**	**$ Total**
1	Quemador Wayne HSG400 para 400000 Btu/hr	2	3´793.104
2	Sistema de Control de Temperatura	4	2´372.550
3	Accesorios de instalación (Quemador a línea de gas)	4	685.744
4	Tanque de 0.98 m^3, con serpentín y aislamiento térmico	2	6´000.390
5	Tanque de 2.77 m^3, con serpentín y aislamiento térmico	2	10´598.740
6	Tanque de 0.98 m^3, sin serpentín ni aislamiento térmico	2	1´573.000
7	Tanque de 2.77 m^3, sin serpentín ni aislamiento térmico	2	3´251.500
Subtotal 1 (No incluye los tanques)			6´851.398
Subtotal 2 (Incluye solo los tanques)			21´423.630
Iva del 16 % (No aplica para los tanques)			1´096.224
Total Inversión			**29´371.252**

Existen otros costos asociados a un sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, como lo son los costos por mantenimiento de los quemadores y el consumo de químicos desincrustantes para la limpieza de los serpentines, estos costos no son significativos comparados con la implementación del sistema.

10.1.2 Costo de implementación del sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido. El costo de los elementos relacionados con el diseño realizado para el sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido, se muestra en el Cuadro 15 (ver Anexo C-2, Anexo C-3, Anexo C-4, Anexo C-5, Anexo C-6, Anexo C-7 y Anexo C-10).

Cuadro 15. Cálculo de costo por implementación del sistema de caldera y serpentín sumergido

Costo de implementación del sc con caldera y serpentín sumergido			
Ítem	**Descripción**	**Ctd.**	**$ Total**
1	Caldera de 10 BHP	1	25´000.000
2	Equipos para tratamiento de agua	1	7´245.820
3	Sistema de Control de Temperatura	4	2´372.550

Cuadro 15. (Continuación)

Costo de implementación del sc con caldera y serpentín sumergido			
Ítem	**Descripción**	**Ctd.**	**$ Total**
4	Accesorios de instalación (Circuito de Vapor)	1	40´582.470
5	Tanque de 0.8 m^3, con serpentín y aislamiento térmico	2	3´823.150
6	Tanque de 2.56 m^3, con serpentín y aislamiento térmico	2	7´149.450
7	Tanque de 0.8 m^3, sin serpentín ni aislamiento térmico	2	1´420.500
8	Tanque de 2.56 m^3, sin serpentín ni aislamiento térmico	2	3´082.600
Subtotal 1 (No incluye los tanques)			75´200.840
Subtotal 2 (Incluye solo los tanques)			15´475.700
Iva del 16 % (No aplica para los tanques)			12´032.134
Total Inversión			**102´708.674**

10.1.3 Análisis de la viabilidad de los sistemas de calentamiento evaluados. El análisis de la viabilidad de los dos sistemas de calentamiento evaluados, se hace por medio de calcular la Tasa Interna de Retorno **(TIR)** del proyecto y el Valor Actual Neto **(VAN).**

La TIR es un cálculo de la rentabilidad de un proyecto, su resultado corresponde al porcentaje del dinero invertido que se recuperara aproximadamente por año, es decir que para que sea viable el proyecto la TIR debe ser positiva, la TIR se calcula en base al flujo de caja relacionado con la aplicación del proyecto, para el caso de estudio el flujo de caja será el ahorro en dinero que se produce por pasar de un sistema de calentamiento con una eficiencia baja (sistema actual de calentamiento) a un sistema de calentamiento con una eficiencia mayor (sistemas de calentamientos nuevos evaluados en este proyecto).

La TIR nos indica si el proyecto es viable o no, pero no dice que tan atractivo es, para conocer si es atractivo el proyecto, se debe hacer el cálculo de la VAN que dice si conviene ejecutar el proyecto, el criterio es que si el valor de la VAN es positivo conviene hacer el proyecto, la VAN se calcula con base en el flujo de caja y con la rentabilidad mínima esperada o costo de capital (r), el costo de capital es la rentabilidad mínima esperada del proyecto en función del riesgo.

El análisis de viabilidad de los sistemas de calentamiento, se analizan comparándolos con el sistema actual de calentamiento, porque se utilizará como base el consumo de combustible del año anterior (2011) para el cálculo del ahorro económico que se produce por cambio en la eficiencia del sistema de calentamiento y se analiza los sistemas de calentamiento nuevos utilizando el combustible actual (GLP).

Para el cálculo de la TIR y la VAN, se requieren los siguientes datos de entrada:

- Valor de la inversión del proyecto.
- Flujo de caja positivo, que para el caso de estudio corresponde al valor del ahorro por pasar de un sistema de calentamiento con menor eficiencia a uno con mayor eficiencia.
- Incremento del flujo de caja por año, que para el caso de estudio se asume que la compañía ICL SAS, crecerá en promedio un 7 % anual.
- Costo de capital, que para el caso de estudio se ha definido que sea de un 10 %, por representar un bajo riesgo.
- Número de años en el que está presente el flujo de caja positivo, que para el caso de estudio corresponde a la vida útil del proyecto, la cual se estima que es de 20 años.

Según la base de datos de la compañía, en el 2011 se consumieron 2258 galones de GLP, este cantidad incluye el consumo de combustible por los dos hornos de pintura que dispone la compañía, presentándose el mayor consumo de combustible en los tanques de preparación, por tal motivo se asume que todo el consumo de combustible fue por los tanques de preparación.

El costo actual de 1 galón de GLP (facturado por Colgas) corresponde a un valor de $ 3285.1, es decir que 2258 galones cuestan:

$$Costo\ de\ 2258\ gln\ de\ GLP = \$\ 3285.1/gln\ de\ GLP\ \times 2258\ gln\ de\ GLP$$
$$= \$\ 7`417.756$$

Es decir que se asume que el costo de combustible por año en este momento, utilizando el combustible actual que es el GLP y el sistema de calentamiento actual, es igual a $ 7`417.756.

10.1.3.1 Análisis de la viabilidad de la inversión del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido. Para calcular el retorno de la inversión del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, se halla la TIR y la VAN del proyecto, para este fin es necesario calcular el flujo de caja positivo.

La metodología para el cálculo del ahorro por el cambio del sistema de calentamiento, consiste en calcular inicialmente la diferencia en porcentaje de ahorro que existe entre la cantidad de combustible entregado al baño con una eficiencia del sistema de calentamiento del 38% (Eficiencia actual) y la cantidad de combustible entregado al baño con una eficiencia del sistema de calentamiento del

59% (Eficiencia promedio del sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, calculado en el capítulo 8) y el valor obtenido como diferencia en porcentaje de ahorro, se multiplica al valor del consumo de combustible que se toma como base y de esta manera se obtiene el valor en pesos del ahorro que se produce por el cambio en el sistema de calentamiento, utilizando el combustible actual (GLP).

La diferencia en porcentaje entre una eficiencia del 38 % y una eficiencia del 59 %, se puede calcular con un ejercicio análogo al caso de estudio, que consiste en plantear dos casos imaginarios, un caso 1 que corresponde a una división entre un numero cualquiera como numerador, que para el ejercicio se escoge el numero 100, que corresponde al número de unidades de salida teórica que necesita un sistema cualquiera, dividido por una incógnita que corresponde al número de unidades de entrada reales al sistema y el resultado es un valor que corresponde al 38 % del valor de la incógnita, y un caso 2 que es casi igual al caso 1, la diferencia es que el resultado de la división corresponde a un 59 % del valor de la incógnita, una vez se conozcan los denominadores de las divisiones, se calcula un porcentaje que al restárselo al denominador del caso 1 se obtenga el valor del caso 2 y este porcentaje para el caso de estudio, corresponde al ahorro económico por cambio de combustible, esto es:

$$Caso \rightarrow \frac{Numero\ de\ unidades\ de\ salida\ teóricas}{Numero\ de\ unidades\ de\ entrada\ reales}$$

$$Caso\ 1 \rightarrow \frac{100}{X_1} = 0.38 \ \rightarrow \ X_1 = \frac{100}{0.38} = 263.1579$$

$$Caso\ 2 \rightarrow \frac{100}{X_2} = 0.59 \ \rightarrow \ X_1 = \frac{100}{0.59} = 169.4915$$

Es decir que la interpretación para el caso 1, es que un sistema que necesite de 100 unidades teóricas y tenga una eficiencia del 38 %, necesitará una entrada real de 263.1579 unidades y de igual forma se interpreta el caso 2 la diferencia está en los valores.

Para el cálculo del porcentaje de ahorro que se produce, por pasar del caso 1 al caso 2, se utiliza la siguiente relación:

$$\%\ de\ ahorro = \frac{N°\ de\ unid.\ de\ salida\ teóricas\ del\ caso\ 1 - N°\ de\ unid.\ de\ salida\ teóricas\ del\ caso\ 2}{N°\ de\ unid.\ de\ salida\ teóricas\ del\ caso\ 1} \times 100$$

Sustituyendo se obtiene:

$$\%\ de\ ahorro\ = \frac{263.1579\ unid - 169.4915\ unid}{263.1579\ unid} \times 100 = 35.5\ \%$$

Con el anterior ejercicio aplicándolo al caso de estudio, se analiza que pasar de un sistema de calentamiento con una eficiencia del 38 % a uno con una eficiencia del 59 %, se obtiene un ahorro en combustible del 35.5 %, siempre y cuando ambos sistemas utilicen el mismo combustible, que para este caso de estudió es GLP.

Con el análisis anterior, el ahorro en pesos que se produce por el cambio en el sistema de calentamiento, utilizando GLP, es:

$$Ahorro\ por\ año, por\ cambio\ de\ sc = Costo\ actual\ de\ consumo\ GLP\ Año\ \times \%\ de\ ahorro$$

Sustituyendo valores se obtiene:

$$Ahorro\ por\ año, por\ cambio\ de\ sc\ = \$\ 7`417.756\ \times 35.5\% = \$\ 2´633.303$$

Es decir que $ 2`633.303, es el ahorro por año sin tener en cuenta un crecimiento anual de la línea de mobiliario industrial de la compañía, que se produce por cambiar del sistema de calentamiento actual a un sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, asumiendo que el consumo de combustible es igual al del año anterior.

Calculo de la TIR del proyecto:

Los datos iníciales son:

- Inversión del Proyecto: $ 29´371.252.
- Flujo de caja positivo anual: $ 2`633.303 (sin tener en cuenta el porcentaje de crecimiento de la compañía).
- Porcentaje de crecimiento promedio anual de la línea de mobiliario industrial de la compañía: 7 %.
- Costo de capital: 10 % (para el caso de estudio se ha definido que sea de un 10 %, por representar un bajo riesgo).
- Número de años donde se presenta flujo de caja positivo: 20 años (Que corresponde a la estimación de la vida útil del proyecto).

Con los datos anteriores y utilizando el software Excel se calcula la TIR y la VAN del proyecto de implementación del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, los resultado se muestran en el Cuadro 16.

Cuadro 16. Cálculo de la TIR y la VAN para el proyecto del SC con quemador y serpentín sumergido

Cálculo de la TIR y la VAN para el proyecto del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido			
Descripción	**Valor**	**TIR**	**VAN**
Inversión	$ 29´371.252	13.79 %	10´526.079
Ahorro por año	$ 2´633.303		
Crecimiento anual de la compañía ICL SAS.	7 %		
Costo de capital	10 %		
Vida útil del proyecto	20 Años		

Las conclusiones del cálculo de la TIR y la VAN para el proyecto de implementación del sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido, son:

Con el cálculo de la TIR, se obtuvo un valor positivo y mayor al costo de capital, lo que significa que el proyecto es viable, el valor de la TIR fue del 13.79 %, lo que traduce que anualmente se recuperaría en promedio un 13.79 % aproximadamente de la inversión.

Con un retorno del 13.79 % anual, la inversión en el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, se recuperaría en:

$$Retorno\ de\ la\ inversión\ = \frac{Inversión}{Inversión \times TIR} = \frac{\$\ 29´371.252}{29´371.252\ \times 0.1379} = 7.25$$
$$\approx 7\ Años$$

Con el cálculo de la VAN, se obtuvo un valor positivo, lo que traduce que el proyecto conviene aplicarlo y que a los 20 años además de tener una rentabilidad del 10%, se tendrá un ingreso adicional que en el presente representa un valor de $ 10`526.079.

10.1.3.2 Análisis de la viabilidad de la inversión del sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido. Para calcular el análisis de la viabilidad de la inversión del sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido, se

utiliza el mismo procedimiento que se usó con el cálculo de la inversión del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido (cálculo de la TIR y la VAN del proyecto).

A continuación se realiza el mismo análisis que se hizo en la sección 10.1.3.1, para calcular la diferencia en porcentaje de ahorro que existe entre la cantidad de combustible entregado al baño con una eficiencia del sistema de calentamiento del 38 % (eficiencia actual) y una eficiencia del 70 % (Eficiencia promedio del sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido, calculado en el capítulo 8) utilizando el combustible actual (GLP), este análisis es:

$$Caso \rightarrow \frac{Numero\ de\ unidades\ de\ salida\ teóricas}{Numero\ de\ unidades\ de\ entrada\ reales}$$

$$Caso\ 1 \rightarrow \frac{100}{X_1} = 0.38 \ \rightarrow \ X_1 = \frac{100}{0.38} = 263.1579$$

$$Caso\ 2 \rightarrow \frac{100}{X_2} = 0.70 \ \rightarrow \ X_1 = \frac{100}{0.70} = 142.8571$$

Es decir que la interpretación para el caso 1, es que un sistema que necesite de 100 unidades teóricas y tenga una eficiencia del 38 %, necesitará una entrada real de 263.1579 unidades y de igual forma se interpreta el caso 2, la diferencia está en los valores.

Para el cálculo del porcentaje de ahorro que se produce, por pasar del caso 1 al caso 2, se utiliza la siguiente relación:

$$\%\ de\ ahorro = \frac{N°\ de\ unid.\ de\ salida\ teóricas\ del\ caso\ 1 - N°\ de\ unid.\ de\ salida\ teóricas\ del\ caso\ 2}{N°\ de\ unid.\ de\ salida\ teóricas\ del\ caso\ 1} \times 100$$

Sustituyendo se obtiene:

$$\%\ de\ ahorro\ = \frac{263.1579\ unid - 142.8571\ unid}{263.1579\ unid} \times 100 = 43.57\%$$

Con el anterior ejercicio aplicándolo al caso de estudio, se analiza que pasar de un sistema de calentamiento con una eficiencia del 38 % a uno con una eficiencia del 70 %, se obtiene un ahorro en combustible del 43.57 %, siempre y cuando ambos sistema utilicen el mismo combustible, que para este caso de estudió es GLP.

Con el análisis anterior, el ahorro en pesos que se produce por el cambio en el sistema de calentamiento, utilizando GLP, es:

$$Ahorro\ por\ año, por\ cambio\ de\ sc = Costo\ actual\ de\ consumo\ GLP\ Año\ \times \%\ de\ ahorro$$

Sustituyendo valores se obtiene:

$$Ahorro\ por\ año, por\ cambio\ de\ sc\ = \$\ 7`417.756\ \times\ 43.57\% = \$\ 3`231.916$$

Es decir que $ 3`231.916, es el ahorro por año sin tener en cuenta un crecimiento anual de la línea de mobiliario industrial de la compañía, que se produce por cambiar del sistema de calentamiento actual a un sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido, asumiendo que el consumo de combustible es igual al del año anterior.

Calculo de la TIR del proyecto:

Los datos iníciales son:

- Inversión del Proyecto: 102´708.674.
- Flujo de caja positivo anual: $3`231.916$ (sin tener en cuenta el porcentaje de crecimiento de la compañía).
- Porcentaje de crecimiento promedio anual de la línea de mobiliario industrial de la compañía: 7 %.
- Costo de capital: 10 % (para el caso de estudio se ha definido que sea de un 10 %, por representar un bajo riesgo).
- Número de años donde se presenta flujo de caja positivo: 20 años (Que corresponde a la estimación de la vida útil del proyecto).

Con los datos anteriores y utilizando el software Excel se calcula la TIR y la VAN del proyecto de implementación del sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido, los resultado se muestran en el Cuadro 17.

Las conclusiones del cálculo de la TIR y la VAN para el proyecto de implementación del sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido, son:

Con el cálculo de la TIR, se obtuvo un valor positivo, pero inferior al valor del costo de capital, lo que significa que no conviene implementar este proyecto, el valor de la TIR fue del 2.66 %, lo que traduce que anualmente se recuperaría en promedio un 2.66 % aproximadamente de la inversión.

Con el cálculo de la VAN, se obtuvo un valor negativo, lo que traduce que el proyecto no conviene aplicarlo y que a los 20 años presupuestando una rentabilidad del 10%, se tendrá una perdida que en el presente representa un valor de $ 53´741.722.

Cuadro 17. Cálculo de la TIR y la VAN para el proyecto del SC con caldera y serpentín sumergido

Cálculo de la TIR y la VAN para el proyecto del sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido			
Descripción	**Valor**	**TIR (%)**	**VAN ($)**
Inversión	$ 102´708.674	2.66	-53´741.722
Ahorro por año	$ 3´231.916		
Crecimiento anual de la compañía ICL SAS.	7 %		
Costo de capital	10 %		
Vida útil del proyecto	20 Años		

La conclusión final en cuanto a la selección del sistema de calentamiento, es que el sistema de calentamiento que se selecciona como una de las alternativas de solución para la optimización del proyecto de preparación de substrato, previo a un proceso de pintura electrostática, es el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido.

10.2 ANÁLISIS DE VIABILIDAD DE CAMBIAR DE GAS PROPANO A GAS NATURAL

En esta sección se analizará la viabilidad de la implementación de GN en ICL, los parámetros utilizados en el análisis son, el costo de la instalación de la red de GN, el porcentaje de ahorro económico por cambio de combustible y la eficiencia del sistema de calentamiento actual y como segunda alternativa se evalúa la implementación de GN en conjunto con la implementación del sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido.

La metodología a utilizar para el análisis de la viabilidad de implementación del GN en ICL, consiste en inicialmente calcular el ahorro económico que se produce por cambiar de GLP a GN y posteriormente este valor utilizarlo para calcular el flujo de caja positivo que se genera por el cambio de combustible.

10.2.1 Cálculo del ahorro económico por cambio de GLP a GN. La metodología a seguir para calcular el ahorro económico, es convertir galones de

GLP a metros cúbicos de GN por medio de la aplicación de unos factores de conversión energéticos (ver Anexo A-5), una vez se conozca la equivalencia de un galón de GLP en metros cúbicos de GN y el precio de GLP y el GN actuales (año 2012), se calcula el ahorro por el cambio de combustible.

Según Colgas S.A el costo de un kilogramo de GLP es igual a $ 1729 y según Gases de Occidente S.A el costo de un metro cúbico de GN es igual a $ 826.

Para calcular el peso en kg de 1 galón de GLP, conociendo que 1 galón equivale a 0.0038 m^3, se utiliza la siguiente relación:

$$\boldsymbol{m_{GLP} = D_{GLP} \times V_{GLP}\ (kg)}$$

Sustituyendo valores en la ecuación del cálculo de la masa, se obtiene que la masa de 1 galón de GLP, es igual a:

$$m_{GLP} = D_{GLP} \times V_{GLP} = 500\ \ kg/m^3 \times 0.0038\, m^3 = 1.900\, kg$$

Es decir que el costo de 1.9 kg de GLP, es igual a:

$$Costo\ de\ 1\ galon\ de\ GLP = \frac{\$1729}{kg} \times 1.900\, kg = \$\ 3285.1000$$

Para calcular la equivalencia energética de galones de GLP en metros cúbicos de GN, se utiliza la siguiente conversión (ver Anexo A-5):

$$Galon\ de\ GLP\ \ \times 2.6052 = \ m^3 de\ GN$$

Es decir, que 1 galón de GLP equivale a 2.6052 m^3 de GN, y el costo de estos 2.6052 m^3 de GN es:

$$Costo\ de\ 2.6052\ m^3\ de\ GN = \frac{\$\ 826}{m^3} \times 2.6052\, m^3 = \$\ 2151.8952$$

La relación con la cual se calcula el ahorro económico por cambio de GLP a GN, es:

$$\mathbf{Ahorro\ economico} = \frac{\mathbf{Costo\ del\ GLP - Costo\ del\ GN}}{\mathbf{Costo\ del\ GLP}}\ \ \times \mathbf{100}\ (\%)$$

Sustituyendo valores en la ecuación de ahorro económico, se obtiene:

$$\text{Ahorro economico} = \frac{3285.1000\ (\text{Costo de un galon de GLP}) - 2151.8952\ (\text{Costo de } 2.6052\ \text{m}^3 \text{ de GN})}{3285.1000\ (\text{Costo de un galón de GLP})}$$
$$= 34.4952\ \% \approx 34.5\ \%$$

Es decir que cambiar de GLP a GN, en este momento (2012), representa un ahorro del **34.5 %**.

En abril del 2010 la compañía Gases de Occidente cotizó la implementación de gas natural en ICL, el valor de la cotización fue de $ 29`000.000 (ver Anexo C-11), este valor será utilizado en el análisis de viabilidad de la implementación del GN en ICL, se utiliza esta cotización porque se asume que es un valor cercano a lo que actualmente costaría implementar GN en ICL, la actualización de la cotización se deja para el momento que la compañía ICL decida implementar GN.

10.2.2 Análisis de viabilidad de utilizar gas natural en el sistema de calentamiento actual. El análisis de la viabilidad de implementar GN en la compañía ICL, se hace por medio de calcular la TIR y la VAN del proyecto.

El flujo de caja que se utilizará para el cálculo de la TIR y la VAN, será el valor del ahorro que se produzca por el cambio de combustible de GLP a GN y este valor se modificará en base a un factor de crecimiento anual que se pronostica va a tener la compañía ICL, la base para calcular el valor del ahorro, es el consumo de combustible del año anterior, en la sección 10.1.3 se calculó que el costo del GLP que se consumió en el año anterior (2011), con la tarifa actual de Colgas (proveedor del GLP), este valor es de $ 7`417.756.

Para calcular el ahorro por cambio de combustible, se multiplica el costo del combustible del año anterior (2011), pero con la tarifa actual de Colgas por el porcentaje de ahorro por cambio de GLP a GN, esto es:

$$Ahorro\ por\ cambio\ de\ GLP\ por\ GN\ en\ un\ año = Costo\ Consumo\ GLP\ Año \times \%\ Ahorro\ por\ consumo\ de\ GN\ en\ vez\ de\ GLP$$

$$Ahorro\ por\ cambio\ de\ GLP\ por\ GN\ en\ un\ año = \$7'417.756 \times 34.5\ \% = \$\ 2'559.126$$

El anterior resultado indica que cambiar de GLP a GN, representa un ahorro en dinero de $ 2`559.126, asumiendo que la producción de la línea de mobiliario industrial sería igual a la del año anterior.

Calculo de la TIR y la VAN del proyecto:

Los datos iníciales son:

- Inversión del Proyecto: 29´000.000.
- Flujo de caja positivo anual: 2`559.126 (sin tener en cuenta el porcentaje de crecimiento de la compañía).
- Porcentaje de crecimiento promedio anual de la línea de mobiliario industrial de la compañía: 7 %.
- Costo de capital: 10 % (para el caso de estudio se ha definido que sea de un 10 %, por representar un bajo riesgo).
- Número de años donde se presenta flujo de caja positivo: 20 años (Que corresponde a la estimación de la vida útil del proyecto).

Con los datos anteriores y utilizando el software Excel se calcula la TIR y la VAN del proyecto de implementación de Gas Natural, los resultado se muestran en el Cuadro 18.

Cuadro 18. Cálculo de la TIR y la VAN para el proyecto de implementación de GN

Cálculo de la TIR y la VAN para el proyecto de implementación de gas natural			
Descripción	**Valor**	**TIR (%)**	**VAN ($)**
Inversión	$ 29´000.000	13.58	9´773.470
Ahorro por año	$ 2´559.126		
Crecimiento anual de la compañía ICL SAS.	7 %		
Costo de capital	10 %		
Vida útil del proyecto	20 Años		

Las conclusiones del cálculo de la TIR y la VAN para el proyecto de implementación de GN en la compañía, son:

Con el cálculo de la TIR, se obtuvo un valor positivo y mayor al valor del costo de capital, lo que significa que conviene aplicar el proyecto, el valor de la TIR fue del 13.58 %, lo que traduce que anualmente se recuperaría en promedio un 13.58 % aproximadamente de la inversión.

Con un retorno del 13.58 % anual, la inversión en la implementación de GN, se recuperaría en:

$$Retorno\ de\ la\ inversión\ = \frac{Inversión}{Inversión \times TIR} = \frac{\$\ 29´000.000}{29´000.000 \times 0.1358} = 7.36$$
$$\approx 7.5\ Años$$

Con el cálculo de la VAN, se obtuvo un valor positivo, lo que traduce que el proyecto conviene aplicarlo y que a los 20 años además de tener una rentabilidad del 10%, se tendrá un ingreso adicional que en el presente representa un valor de $ 9´773.470.

10.2.3 Análisis de viabilidad de implementar gas natural y el sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido. Dentro de las propuestas de optimización del proceso de preparación de substrato de la compañía ICL SAS, esta la implementación de un sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido junto con la implementación de Gas Natural, implementando estos dos proyecto a la vez, queda que, el flujo de caja positivo para el cálculo de la TIR y la VAN sería el ahorro por cambio del sistema de calentamiento del actual al del quemador, mas el ahorro que se genera por cambio de GLP a GN.

El ahorro económico que se produce por la implementación del sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido más la implementación del GN, son:

$$Ahorro\ por\ implementación\ de\ GN\ y\ sc\ de\ quemador$$
$$= Ahorro\ por\ año\ por\ cambio\ de\ sc$$
$$+ Ahorro\ por\ año\ por\ cambio\ de\ GLP\ a\ GN\ en\ el\ sc\ de\ quemador$$

Donde:

El ahorro anual por cambio de sistema de calentamiento del sistema actual al sistema de quemador y serpentín sumergido, que se calculó en la sección 10.1.3.1, es igual a $ 2´633.303, con este ahorro el dinero que habría que pagar anualmente en combustible por el cambio en el sistema de calentamiento (sin tener en cuenta un crecimiento de la compañía ICL), seria de:

$$Valor\ a\ pagar\ por\ consumo\ de\ GLP\ del\ sc\ = \$\ 7`417.756\ -\ \$\ 2´633.303$$
$$= 4`784.453$$

Donde los $ 7´417.756 es el valor del combustible con el sistema de calentamiento actual asumiendo que el consumo es igual al año anterior (2011), este valor se calculó en la sección 10.1.3.

Ahora, si el sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido en vez de operar con GLP opera con GN, el ahorro por año que se produciría por el cambio de combustible teniendo en cuenta que cambiar de GLP a GN representa un ahorro actual del 34.5 %, seria de:

$$Ahorro\ por\ año\ por\ cambio\ de\ GLP\ a\ GN\ en\ el\ sc\ de\ quemador = \$\ 4'784.453\ \times 34.5\% = \$\ 1'650.636$$

Sustituyendo en la ecuación del ahorro por implementación del GN y el sistema de calentamiento de quemador, se obtiene:

$$Ahorro\ por\ implementación\ de\ GN\ y\ sc\ de\ quemador\ = \$\ 2`633.303 + \$\ 1`650.636 = \$\ 4`283.939$$

Es decir que el flujo de caja positivo para el cálculo de la TIR y de la VAN, del proyecto de implementación de GN mas la implementación del sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, es igual $ 4´283.939 anuales, sin tener en cuenta un crecimiento anual de la compañía ICL.

La inversión neta para el cálculo de la TIR y de la VAN, sería igual a la suma de la inversión para la implementación de GN más el valor de la inversión para la implementación del sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, esto es:

$$Inversión\ neta\ de\ GN\ y\ SC = Inversión\ implementación\ de\ GN + inversión\ implementación\ de\ SC$$

$$Inversión\ neta\ de\ GN\ y\ SC\ = \$\ 29`000.000 + \$\ 29`371.252 =\ 58`371.252$$

Es decir que implementar GN y sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido en la compañía ICL SAS, tiene un valor de $ 58`371.252.

Calculo de la TIR y de la VAN del proyecto:

Los datos iníciales son:

- Inversión del Proyecto: 58`371.252.
- Flujo de caja positivo anual: 4´283.939 (sin tener en cuenta el porcentaje de crecimiento de la compañía).
- Porcentaje de crecimiento promedio anual de la línea de mobiliario industrial de la compañía: 7 %.
- Costo de capital: 10 % (para el caso de estudio se ha definido que sea de un 10 %, por representar un bajo riesgo).

- Número de años donde se presenta flujo de caja positivo: 20 años (que corresponde a la estimación de la vida útil del proyecto).

Con los datos anteriores y utilizando el software Excel se calcula la TIR y la VAN del proyecto de implementación del sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, los resultado se muestran en el Cuadro 19.

Cuadro 19. Cálculo de la TIR y la VAN para el proyecto del SC con quemador y serpentín sumergido mas la implementación de GN

Cálculo de la TIR y la VAN para el proyecto del sc con quemador y serpentín sumergido e implementación de gas natural			
Descripción	**Valor**	**TIR (%)**	**VAN ($)**
Inversión	$ 58`371.252	11.25 %	6´534.963
Ahorro por año	$ 4´283.939		
Crecimiento anual de la compañía ICL SAS.	7 %		
Costo de capital	10 %		
Vida útil del proyecto	20 Años		

Las conclusiones del cálculo de la TIR y la VAN para el proyecto de implementación de GN más el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, son:

Con el cálculo de la TIR, se obtuvo un valor positivo, lo que significa que conviene aplicar el proyecto, el valor de la TIR fue del 11.25 %, lo que traduce que anualmente se recuperaría en promedio un 11.25 % aproximadamente de la inversión.

Con un retorno del 11.25 % anual, la inversión en el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido con la implementación de GN, se recuperaría en:

$$Retorno\ de\ la\ inversión\ = \frac{Inversión}{Inversión \times TIR} = \frac{\$\ 58´371.252}{\$\ 58´371.252 \times 0.1125} = 9\ Años$$

Con el cálculo de la VAN, se obtuvo un valor positivo, lo que traduce que el proyecto conviene aplicarlo y que a los 20 años además de tener una rentabilidad del 10%, se tendrá un ingreso adicional que en el presente representa un valor de $ 6´534.963.

10.3 Análisis de la viabilidad de implementar un sistema de transporte para el proceso de preparación de substrato

Uno de los objetivos específicos de este proyecto es diseñar un sistema de transporte para el proceso de preparación de substrato, que permita optimizar los costos de operación por mano de obra y mejore la respuesta del proceso, este diseño se desarrollo en el capítulo 9 y en esta sección se analizará la viabilidad económica de implementación del sistema de transporte.

La metodología que se utilizará para determinar si el sistema de transporte que se diseño aplica para el proceso de preparación de substrato, consiste en calcular el costo del sistema de transporte y luego analizar la viabilidad de la inversión económica del proyecto del sistema de transporte.

10.3.1 Costo de implementación del sistema de transporte para el proceso de preparación de substrato. El costo de los elementos relacionados con el diseño del sistema de transporte para el proceso de preparación de substrato, se muestra en el Cuadro 20 (ver Anexo C-8).

Cuadro 20. Cálculo de costo por implementación del Sistema de Transporte

Costo de implementación del sistema de transporte para el proceso de preparación del substrato			
Ítem	**Descripción**	**Ctd.**	**$ Total**
1	Polipasto eléctrico marca Yale modelo YJL, Cap. 1 Tonelada	1	5`700.000
2	Trolley Manual de empuje marca Yale modelo HTP/A	1	400.000
3	Viga IPE 140 (metros)	20	765.000
4	Canasta para tanque de 0.98 m^3	1	737.900
5	Canasta para tanque de 2.77 m^3	1	1´483.650
Subtotal 1 (No incluye las canastas)			6´865.000
Subtotal 2 (Incluye solo las canastas)			2`221.550
Iva del 16 % (No aplica para las canastas)			903.200
Descuento del 20% (Ítems 1 y 2)			1´220.000
Total Inversión			**8´769.750**

Existen otros costos asociados a un sistema de transporte para el proceso de preparación de substrato, como lo son los costos por mantenimiento del polipasto y del trolley, pero estos costos no son significativos comparados con la implementación del sistema.

10.3.2 Análisis de la viabilidad de la inversión del sistema de transporte. El análisis de la viabilidad del sistema de transporte para el proceso de preparación del substrato, se hace por medio de calcular la TIR y la VAN del proyecto.

El flujo de caja que se utilizará para el cálculo de la TIR y la VAN, será el valor del ahorro que se produzca por el ahorro de números de horas hombre que el sistema de transporte genere y este valor se modificará en base a un factor de crecimiento anual que se pronostica para la compañía ICL.

En la actualidad no se tienen registro del número de horas hombre empleadas en el proceso de preparación de substrato, pero se estima que la frecuencia de preparación es un promedio de 48 horas hombre semanales, es decir que es el equivalente a las horas trabajadas por un operario en una semana y si el salario del operario del proceso de preparación es un salario mínimo legal vigente, quiere decir que a ICL le cuesta aproximadamente $ 1`000.000 mensual disponer del operario, ahora, no se puede calcular con exactitud el ahorro en tiempo que produzca la implementación del sistema de transporte, pero se estima que reduzca el tiempo de operación en aproximadamente un 30 %, quiere decir que las 48 horas semanales actuales que representan $ 1´000.000, con el sistema de transporte representaría un 30 % menos, es decir que el ahorro económico seria de $ 300.000 mensuales que al año suman $ 3`600.000.

Calculo de la TIR y de la VAN del proyecto:

Los datos iníciales son:

- Inversión del Proyecto: 8´769.750.
- Flujo de caja positivo anual: 3`600.000 (sin tener en cuenta el porcentaje de crecimiento de la compañía).
- Porcentaje de crecimiento promedio anual de la línea de mobiliario industrial de la compañía: 7 %.
- Costo de capital: 10 % (para el caso de estudio se ha definido que sea de un 10 %, por representar un bajo riesgo).
- Número de años donde se presenta flujo de caja positivo: 5 años (Que corresponde a la estimación de la vida útil del proyecto).

Con los datos anteriores y utilizando el software Excel, se calcula la TIR y la VAN del proyecto de implementación del sistema de transporte, los resultados se muestran en el Cuadro 21.

Cuadro 21. Cálculo de la TIR y la VAN para el proyecto del Sistema de Transporte del substrato

Cálculo de la TIR y la VAN para el proyecto del sistema de transporte del substrato			
Descripción	**Valor**	**TIR (%)**	**VAN ($)**
Inversión	$ 8´769.750	39.09	7´809.993
Ahorro por año	$ 3´600.000		
Crecimiento anual de la compañía ICL SAS.	7 %		
Costo de capital	10 %		
Vida útil del proyecto	5 Años		

Las conclusiones del cálculo de la TIR y la VAN para el sistema de transporte, son:

Con el cálculo de la TIR, se obtuvo un valor positivo, lo que significa que conviene aplicar el proyecto, el valor de la TIR fue del 39.09 %, lo que traduce que anualmente se recuperaría en promedio un 39.09 % aproximadamente de la inversión.

Con un retorno del 39.09 %, anual, la inversión en el sistema de transporte, se recuperaría en:

$$Retorno\ de\ la\ inversión\ = \frac{Inversión}{Inversión \times TIR} = \frac{\$\ 8´769.750}{8´769.750 \times 0.3909} = 2.56$$
$$\approx 2.5\ Años$$

Con el cálculo de la VAN, se obtuvo un valor positivo, lo que traduce que el proyecto conviene aplicarlo y que a los 5 años además de tener una rentabilidad del 10%, se tendrá un ingreso adicional que en el presente representa un valor de $ 7´809.993.

En el Cuadro 22, se muestra el resumen de los valores obtenidos de los análisis realizados a las propuestas de mejora para el proceso de preparación de substrato, previo a la aplicación de pintura electrostática.

La información del Cuadro 22 queda a disposición de la compañía ICL SAS para su análisis y decisión de la manera de cómo implementar los proyectos, si por etapas, es decir la implementación de proyectos individuales a destiempo o la implementación de los tres proyectos de manera simultánea.

Cuadro 22. Resumen del estudió económico de viabilidad de los proyectos propuestos para optimizar el proceso de preparación de substrato

Proyecto	Costo ($)	TIR (%)	VAN ($)	Aplica	Retorno (Años)
SC de Quemador y Serpentín sumergido	29´371.252	13.79	10´526.079	Si	7
SC de Caldera y Serpentín sumergido	102´708.674	2.66	- 53´741.722	No	__
Implementación de Gas Natural	29´000.000	13.58	9´773.470	Si	7.5
Sistema de Transporte	8´769.750	39.09	7´809.993	Si	2.5
SC de Quemador y Serpentín sumergido mas la Implementación de GN	58´371.252	11.25	6`534.963	Si	9

El costo neto de los tres proyectos seleccionados (incluye iva), es:

$$Costo\ Neto\ = Proy.SC\ de\ Quemador\ y\ Serpentín\ sumergido + Implementación\ de\ GN + Sistema\ de\ Transporte$$

$$\boldsymbol{Costo\ Neto\ = \$\,(29´371.252 + 29´000.000 + 8´769.750) = \$\,67´141.002}$$

11. CONCLUSIONES

- La mejor opción de un sistema de calentamiento para los tanques de preparación de desengrase y fosfato del proceso de preparación de substrato previo a un proceso de pintura electrostática de la línea de mobiliario industrial de la compañía ICL SAS, entre un sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido y un sistema de calentamiento de caldera y serpentín sumergido, es el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, por costo de inversión, costos de consumibles y facilidad de operación y mantenimiento, el sistema de calentamiento con caldera es aproximadamente un 16 % más eficiente, pero no alcanza a compensar su alto costo de implementación.

- En el análisis de la optimización del proceso de preparación de substrato de la línea de mobiliario industrial de la compañía ICL, la propuesta del sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, el sistema de transporte y la implementación de gas natural, según la TIR y la VAN es viable su implementación, un valor agregado que ayuda a que los proyectos sean viables es que la compañía ICL dispone del factor humano y de la infraestructura necesaria para la construcción de varios de los elementos que componen los proyectos de mejoras propuestos.

- La inversión en el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, utilizando como combustible al gas propano, es de $ 29´371.252 y la inversión en el sistema de transporte para el cargue, descargue y movilización del substrato por las diferentes estaciones de preparación, es de $ 8´769.750, es decir que invertir en el sistema de calentamiento junto con el sistema de transporte, tendría un costo de 38´141.002, y según la TIR y la VAN, la inversión en el sistema de transporte se recuperaría aproximadamente en 2.5 años y el sistema de calentamiento en 7.5 años.

- Cambiar de gas propano a gas natural, tiene un costo para la compañía de $ 29´000.000 y según la TIR y la VAN, la inversión se recuperaría en aproximadamente en 7.5 años.

- El costo total de los tres proyectos de mejora propuesto, es decir el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, la implementación de gas natural y el sistema de transporte del substrato por las diferentes estaciones de preparación, es de aproximadamente $ 67´141.002, si la compañía ICL los

implementa al tiempo, según la TIR y la VAN, la recuperación de la inversión seria aproximadamente de 9 años para el sistema de calentamiento junto con la implementación de gas natural y de 2.5 años para el sistema de transporte.

- Implementando un sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido en el proceso de preparación de substrato de la compañía ICL, se tendría un ahorro en tiempo durante la etapa de calentamiento hasta la temperatura de operación, de aproximadamente un 80 % comparado con el sistema de calentamiento actual e implementando un sistema de transporte del substrato, se tendría un ahorro en tiempo de cargue, descargue y movilización por las diferentes etapas del proceso de preparación, de aproximadamente un 30 % comparado con el sistema de transporte manual actual, es decir que con la implementación del sistema de calentamiento y el sistema de transporte, la velocidad del proceso de preparación de substrato mejoraría aproximadamente en un 70 %.

12. RECOMENDACIONES

- Entre los objetivos específicos definidos para el proyecto de optimización del proceso de preparación de substrato previo al proceso de pintura electrostática, de la línea de mobiliario industrial de la compañía ICL SAS, no se definió un objetivo relacionado con una gestión ambiental, en el momento que la compañía tome la decisión de iniciar con la implementación del sistema de calentamiento, el cambio de GLP a GN y el sistema de transporte, la recomendación es que se revise en detalle este tema, buscando ser amigable con el medio ambiente.

- La inversión en el proyecto de implementación de un nuevo sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido, la implementación de Gas Natural y la implementación de un sistema de transporte, diseñados para optimizar el proceso de preparación de substrato, es relativamente alta, con un valor total aproximado de $ 67´141.002 y la recuperación no es muy rápida a excepción del sistema de transporte, por esta razón se sugiere revisar las opciones para una implementación por etapas, la recomendación es invertir en el sistema de transporte que es el que mejor TIR y VAN tienen, invertir en el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido pero aplazando la fabricación de los tanques nuevos, es decir que el conjunto completo del serpentín (serpentín, base y protector del serpentín) mas la instalación del quemador al serpentín, se acople a los tanques de preparación actuales, de esta manera la inversión en el sistema de calentamiento pasa de $ 29.371.252 a $ 7´906.022, aunque realmente la inversión es un poco más porque habría que invertir un dinero en las reparaciones que se le deben hacer a los tanques nuevos y con relación a la implementación de Gas Natural (costo actual de la inversión $ 29´000.000), este se aplace hasta que las condiciones sean las mejores para realizar la inversión. Si, se invierte en el sistema de transporte y el sistema de quemador y serpentín sumergido con la nueva configuración propuesta, la inversión total estaría cercana a los $ 16´675.772.

- La pérdida de calor por las superficies del tanque sin aislamiento, representa aproximadamente un 10 % de la energía suministrada, es decir que para bajar los costos de la fabricación de los tanques se podría omitir el aislamiento lateral e inferior del tanque y solamente dejar el aislamiento superior que es por donde se presenta la mayor pérdida de energía a los alrededores, este cambio representaría una disminución del costo de fabricación de los tanques para el sistema de calentamiento de quemador y serpentín sumergido, de $ 21´423.630 a $ 18´898.280, es decir que el ahorro es de $ 2´441.350.

- El sistema de transporte puede representar un mayor ahorro al calculado, si se en vez de una canasta para cada tamaño de tanque (0.98 m^3 y 2.77 m^3 si se implementa el sistema de calentamiento de quemador y serpentín con tanques nuevos o de 0.8 m^3 y 2.77 m^3 si se continua con los tanques actuales), se construyen dos canastas para cada tamaño de tanque, con dos canastas se disminuirían aun el costo por mano de obra porque se podría tener más piezas al tiempo dentro de los baños, es decir que mientras una canasta por ejemplo está en la estación de fosfato (estación 3), la otra canasta podría estar en la estación de desengrase (estación 1)

BIBLIOGRAFÍA

American Gas Association Testing Laboratories. Research in Fundamentals of Immersion Tube Heating With Gas. Bulletin N° 24. 1944. 34p

ASME. Process Piping, B31-2008. USA: An American National Standard, 2008. 386p.

BEER. Ferdinand P. Mecánica de Materiales. Cuarta edición. México: Mc Graw Hill Interamericana, 2007. 788p.

BUDYNAS, Richard .G., & Nisbett, J. G. Diseño en Ingeniería Mecánica de Shigley. Octava edición. México: Mc Graw Hill Interamericana, 2008. 1059p.

CENGEL, Yonus A., & Boles, M.A. Termodinámica. Quinta edición. México: McGraw-Hill Interamericana, 2006. 988p.

CENGEL, Yonus A. Transferencia de Calor. Tercera edición. México: McGraw-Hill Interamericana, 2007. 901p.

Eclipse. Engineering Guide. Eighth Edition. USA: Eclipse, Inc. 1986. 121p.

MOTT, Robert L. Mecánica de Fluidos Aplicad. Cuarta edición. México: Pearson, 1996. 477p.

PERRY, Robert H. Chemical Engineers´ Handbook. Eighth Edition. United States: McGraw-Hill Interamericana, 2008. 2400p.

Spirax Sarco. The Steam and Condensate Loop Book. USA: Spirax Sarco, 2011. 1456p.

TALBERT, Rodger. Pretratamiento de Pintura. Segunda Edición. Electroquímica West S.A., 2011. 69p.

ANEXOS

Anexo A: Tablas Termodinámicas, de Transferencia de calor y conversiones energéticas

Anexo A-1: Propiedades del Agua Saturada.

TABLE A–4

Saturated water—Temperature table

		Specific volume, m^3/kg		Internal energy, kJ/kg			Enthalpy, kJ/kg			Entropy, kJ/kg · K		
Temp., T °C	Sat. press., P_{sat}, kPa	Sat. liquid, v_f	Sat. vapor, v_g	Sat. liquid, u_f	Evap., u_{fg}	Sat. vapor, u_g	Sat. liquid, h_f	Evap., h_{fg}	Sat. vapor, h_g	Sat. liquid, s_f	Evap., s_{fg}	Sat. vapor, s_g
0.01	0.6117	0.001000	206.00	0.000	2374.9	2374.9	0.001	2500.9	2500.9	0.0000	9.1556	9.1556
5	0.8725	0.001000	147.03	21.019	2360.8	2381.8	21.020	2489.1	2510.1	0.0763	8.9487	9.0249
10	1.2281	0.001000	106.32	42.020	2346.6	2388.7	42.022	2477.2	2519.2	0.1511	8.7488	8.8999
15	1.7057	0.001001	77.885	62.980	2332.5	2395.5	62.982	2465.4	2528.3	0.2245	8.5559	8.7803
20	2.3392	0.001002	57.762	83.913	2318.4	2402.3	83.915	2453.5	2537.4	0.2965	8.3696	8.6661
25	3.1698	0.001003	43.340	104.83	2304.3	2409.1	104.83	2441.7	2546.5	0.3672	8.1895	8.5567
30	4.2469	0.001004	32.879	125.73	2290.2	2415.9	125.74	2429.8	2555.6	0.4368	8.0152	8.4520
35	5.6291	0.001006	25.205	146.63	2276.0	2422.7	146.64	2417.9	2564.6	0.5051	7.8466	8.3517
40	7.3851	0.001008	19.515	167.53	2261.9	2429.4	167.53	2406.0	2573.5	0.5724	7.6832	8.2556
45	9.5953	0.001010	15.251	188.43	2247.7	2436.1	188.44	2394.0	2582.4	0.6386	7.5247	8.1633
50	12.352	0.001012	12.026	209.33	2233.4	2442.7	209.34	2382.0	2591.3	0.7038	7.3710	8.0748
55	15.763	0.001015	9.5639	230.24	2219.1	2449.3	230.26	2369.8	2600.1	0.7680	7.2218	7.9898
60	19.947	0.001017	7.6670	251.16	2204.7	2455.9	251.18	2357.7	2608.8	0.8313	7.0769	7.9082
65	25.043	0.001020	6.1935	272.09	2190.3	2462.4	272.12	2345.4	2617.5	0.8937	6.9360	7.8296
70	31.202	0.001023	5.0396	293.04	2175.8	2468.9	293.07	2333.0	2626.1	0.9551	6.7989	7.7540
75	38.597	0.001026	4.1291	313.99	2161.3	2475.3	314.03	2320.6	2634.6	1.0158	6.6655	7.6812
80	47.416	0.001029	3.4053	334.97	2146.6	2481.6	335.02	2308.0	2643.0	1.0756	6.5355	7.6111
85	57.868	0.001032	2.8261	355.96	2131.9	2487.8	356.02	2295.3	2651.4	1.1346	6.4089	7.5435
90	70.183	0.001036	2.3593	376.97	2117.0	2494.0	377.04	2282.5	2659.6	1.1929	6.2853	7.4782
95	84.609	0.001040	1.9808	398.00	2102.0	2500.1	398.09	2269.6	2667.6	1.2504	6.1647	7.4151
100	101.42	0.001043	1.6720	419.06	2087.0	2506.0	419.17	2256.4	2675.6	1.3072	6.0470	7.3542
105	120.90	0.001047	1.4186	440.15	2071.8	2511.9	440.28	2243.1	2683.4	1.3634	5.9319	7.2952
110	143.38	0.001052	1.2094	461.27	2056.4	2517.7	461.42	2229.7	2691.1	1.4188	5.8193	7.2382
115	169.18	0.001056	1.0360	482.42	2040.9	2523.3	482.59	2216.0	2698.6	1.4737	5.7092	7.1829
120	198.67	0.001060	0.89133	503.60	2025.3	2528.9	503.81	2202.1	2706.0	1.5279	5.6013	7.1292
125	232.23	0.001065	0.77012	524.83	2009.5	2534.3	525.07	2188.1	2713.1	1.5816	5.4956	7.0771
130	270.28	0.001070	0.66808	546.10	1993.4	2539.5	546.38	2173.7	2720.1	1.6346	5.3919	7.0265
135	313.22	0.001075	0.58179	567.41	1977.3	2544.7	567.75	2159.1	2726.9	1.6872	5.2901	6.9773
140	361.53	0.001080	0.50850	588.77	1960.9	2549.6	589.16	2144.3	2733.5	1.7392	5.1901	6.9294
145	415.68	0.001085	0.44600	610.19	1944.2	2554.4	610.64	2129.2	2739.8	1.7908	5.0919	6.8827
150	476.16	0.001091	0.39248	631.66	1927.4	2559.1	632.18	2113.8	2745.9	1.8418	4.9953	6.8371
155	543.49	0.001096	0.34648	653.19	1910.3	2563.5	653.79	2098.0	2751.8	1.8924	4.9002	6.7927
160	618.23	0.001102	0.30680	674.79	1893.0	2567.8	675.47	2082.0	2757.5	1.9426	4.8066	6.7492
165	700.93	0.001108	0.27244	696.46	1875.4	2571.9	697.24	2065.6	2762.8	1.9923	4.7143	6.7067
170	792.18	0.001114	0.24260	718.20	1857.5	2575.7	719.08	2048.8	2767.9	2.0417	4.6233	6.6650
175	892.60	0.001121	0.21659	740.02	1839.4	2579.4	741.02	2031.7	2772.7	2.0906	4.5335	6.6242
180	1002.8	0.001127	0.19384	761.92	1820.9	2582.8	763.05	2014.2	2777.2	2.1392	4.4448	6.5841
185	1123.5	0.001134	0.17390	783.91	1802.1	2586.0	785.19	1996.2	2781.4	2.1875	4.3572	6.5447
190	1255.2	0.001141	0.15636	806.00	1783.0	2589.0	807.43	1977.9	2785.3	2.2355	4.2705	6.5059
195	1398.8	0.001149	0.14089	828.18	1763.6	2591.7	829.78	1959.0	2788.8	2.2831	4.1847	6.4678
200	1554.9	0.001157	0.12721	850.46	1743.7	2594.2	852.26	1939.8	2792.0	2.3305	4.0997	6.4302

Anexo A-2: Propiedades de algunos combustibles e hidrocarburos comunes.

TABLE A–27

Properties of some common fuels and hydrocarbons

Fuel (phase)	Formula	Molar mass, kg/kmol	Density,[1] kg/L	Enthalpy of vaporization,[2] kJ/kg	Specific heat,[1] c_p kJ/kg · K	Higher heating value,[3] kJ/kg	Lower heating value,[3] kJ/kg
Carbon (*s*)	C	12.011	2	—	0.708	32,800	32,800
Hydrogen (*g*)	H_2	2.016	—	—	14.4	141,800	120,000
Carbon monoxide (*g*)	CO	28.013	—	—	1.05	10,100	10,100
Methane (*g*)	CH_4	16.043	—	509	2.20	55,530	50,050
Methanol (ℓ)	CH_4O	32.042	0.790	1168	2.53	22,660	19,920
Acetylene (*g*)	C_2H_2	26.038	—	—	1.69	49,970	48,280
Ethane (*g*)	C_2H_6	30.070	—	172	1.75	51,900	47,520
Ethanol (ℓ)	C_2H_6O	46.069	0.790	919	2.44	29,670	26,810
Propane (ℓ)	C_3H_8	44.097	0.500	335	2.77	50,330	46,340
Butane (ℓ)	C_4H_{10}	58.123	0.579	362	2.42	49,150	45,370
1-Pentene (ℓ)	C_5H_{10}	70.134	0.641	363	2.20	47,760	44,630
Isopentane (ℓ)	C_5H_{12}	72.150	0.626	—	2.32	48,570	44,910
Benzene (ℓ)	C_6H_6	78.114	0.877	433	1.72	41,800	40,100
Hexene (ℓ)	C_6H_{12}	84.161	0.673	392	1.84	47,500	44,400
Hexane (ℓ)	C_6H_{14}	86.177	0.660	366	2.27	48,310	44,740
Toluene (ℓ)	C_7H_8	92.141	0.867	412	1.71	42,400	40,500
Heptane (ℓ)	C_7H_{16}	100.204	0.684	365	2.24	48,100	44,600
Octane (ℓ)	C_8H_{18}	114.231	0.703	363	2.23	47,890	44,430
Decane (ℓ)	$C_{10}H_{22}$	142.285	0.730	361	2.21	47,640	44,240
Gasoline (ℓ)	$C_nH_{1.87n}$	100–110	0.72–0.78	350	2.4	47,300	44,000
Light diesel (ℓ)	$C_nH_{1.8n}$	170	0.78–0.84	270	2.2	46,100	43,200
Heavy diesel (ℓ)	$C_nH_{1.7n}$	200	0.82–0.88	230	1.9	45,500	42,800
Natural gas (*g*)	$C_nH_{3.8n}N_{0.1n}$	18	—	—	2	50,000	45,000

[1]At 1 atm and 20°C.

[2]At 25°C for liquid fuels, and 1 atm and normal boiling temperature for gaseous fuels.

[3]At 25°C. Multiply by molar mass to obtain heating values in kJ/kmol.

Anexo A-3: Propiedades de líquidos y sólidos comunes.

TABLE A–3

Properties of common liquids, solids, and foods (*Concluded*)

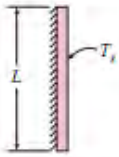
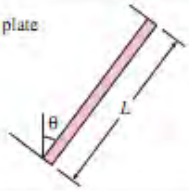
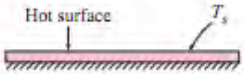
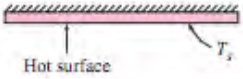
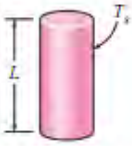
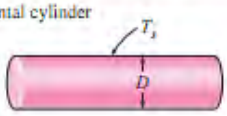
(*b*) Solids (values are for room temperature unless indicated otherwise)

Substance	Density, ρ kg/m³	Specific heat, c_p kJ/kg · K	Substance	Density, ρ kg/m³	Specific heat, c_p kJ/kg · K
Metals			Nonmetals		
Aluminum			Asphalt	2110	0.920
200 K		0.797	Brick, common	1922	0.79
250 K		0.859	Brick, fireclay (500°C)	2300	0.960
300 K	2,700	0.902	Concrete	2300	0.653
350 K		0.929	Clay	1000	0.920
400 K		0.949	Diamond	2420	0.616
450 K		0.973	Glass, window	2700	0.800
500 K		0.997	Glass, pyrex	2230	0.840
Bronze (76% Cu, 2% Zn, 2% Al)	8,280	0.400	Graphite	2500	0.711
			Granite	2700	1.017
Brass, yellow (65% Cu, 35% Zn)	8,310	0.400	Gypsum or plaster board	800	1.09
			Ice		
Copper			200 K		1.56
−173°C		0.254	220 K		1.71
−100°C		0.342	240 K		1.86
−50°C		0.367	260 K		2.01
0°C		0.381	273 K	921	2.11
27°C	8,900	0.386	Limestone	1650	0.909
100°C		0.393	Marble	2600	0.880
200°C		0.403	Plywood (Douglas Fir)	545	1.21
Iron	7,840	0.45	Rubber (soft)	1100	1.840
Lead	11,310	0.128	Rubber (hard)	1150	2.009
Magnesium	1,730	1.000	Sand	1520	0.800
Nickel	8,890	0.440	Stone	1500	0.800
Silver	10,470	0.235	Woods, hard (maple, oak, etc.)	721	1.26
Steel, mild	7,830	0.500	Woods, soft (fir, pine, etc.)	513	1.38
Tungsten	19,400	0.130			

Anexo A-4: Correlaciones empíricas del número promedio de Nusselt.

TABLE 9–1

Empirical correlations for the average Nusselt number for natural convection over surfaces

Geometry	Characteristic length L_c	Range of Ra	Nu
Vertical plate 	L	10^4–10^9 10^9–10^{13} Entire range	$Nu = 0.59Ra_L^{1/4}$ (9-19) $Nu = 0.1Ra_L^{1/3}$ (9-20) $Nu = \left\{0.825 + \frac{0.387Ra_L^{1/6}}{[1 + (0.492/Pr)^{9/16}]^{8/27}}\right\}^2$ (9-21) (complex but more accurate)
Inclined plate 	L		Use vertical plate equations for the upper surface of a cold plate and the lower surface of a hot plate Replace g by $g\cos\theta$ for $Ra < 10^9$
Horizontal plate (Surface area A and perimeter p) (a) Upper surface of a hot plate (or lower surface of a cold plate)  (b) Lower surface of a hot plate (or upper surface of a cold plate) 	A_s/p	10^4–10^7 10^7–10^{11} 10^5–10^{11}	$Nu = 0.54Ra_L^{1/4}$ (9-22) $Nu = 0.15Ra_L^{1/3}$ (9-23) $Nu = 0.27Ra_L^{1/4}$ (9-24)
Vertical cylinder 	L		A vertical cylinder can be treated as a vertical plate when $D \geq \frac{35L}{Gr_L^{1/4}}$
Horizontal cylinder 	D	$Ra_D \leq 10^{12}$	$Nu = \left\{0.6 + \frac{0.387Ra_D^{1/6}}{[1 + (0.559/Pr)^{9/16}]^{8/27}}\right\}^1$ (9-25)
Sphere 	D	$Ra_D \leq 10^{11}$ ($Pr \geq 0.7$)	$Nu = 2 + \frac{0.589Ra_D^{1/4}}{[1 + (0.469/Pr)^{9/16}]^{4/9}}$ (9-26)

Anexo A-5: Tabla de conversión de algunos combustibles.

Gases de Occidente

Tabla de Conversión

Multiplique	Por	Para Tener	Por	Para Tener
Galón GLP	2,60515	M³ de GN	0,383855	Galón GLP
Galón GLP	92	ft³ de GN	0,010870	Galón GLP
Galón GLP	92.000	BTU	0,000011	Galón GLP
Galón Fuel Oil	4,247527	M³ de GN	0,235431	Galón Fuel Oil
Galón Fuel Oil	150	ft³ de GN	0,006667	Galón Fuel Oil
Galón Fuel Oil	150.000	BTU	0,000007	Galón Fuel Oil
Galón Diesel	3,907724	M³ de GN	0,255903	Galón Diesel
Galón Diesel	138	ft³ de GN	0,007246	Galón Diesel
Galón Diesel	138.000	BTU	0,000007	Galón Diesel
Galón Gasolina	3,267724	M³ de GN	0,306020	Galón Gasolina
Galón Gasolina	115,4	ft³ de GN	0,008666	Galón Gasolina
Galón Gasolina	115.400	BTU	0,000009	Galón Gasolina
Kilogramo Carbón	0,622971	M³ de GN	1,605212	Kilogramo Carbón
Kilogramo Carbón	22	ft³ de GN	0,045455	Kilogramo Carbón
Kilogramo Carbón	22.000	BTU	0,000045	Kilogramo Carbón
Kwh Eléctrico	0,096617	M³ de GN	10,350138	Kwh Eléctrico
Kwh Eléctrico	3,412	ft³ de GN	0,293083	Kwh Eléctrico
Kwh Eléctrico	3.412	BTU	0,000293	Kwh Eléctrico
lb de Biomasa (Bagazo)	0,218040	M³ de GN	4,586321	lb de Biomasa (Bagazo)
lb de Biomasa (Bagazo)	7,7	ft³ de GN	0,129870	lb de Biomasa (Bagazo)
lb de Biomasa (Bagazo)	7.7	BTU	0,000130	lb de Biomasa (Bagazo)

Anexo B: Tablas de Normas, para cálculo de espesor de tubería y cálculo del Kv

Anexo B-1: Esfuerzos a tensión admisibles para metales.

Table A-1 Basic Allowable Stresses in Tension for Metals[1] (Cont'd)

Numbers in Parentheses Refer to Notes for Appendix A Tables; Specifications Are ASTM Unless Otherwise Indicated

Material	Spec. No.	P-No. or S-No. (5)	Grade	Notes	Min. Temp., °F (6)	Specified Min. Strength, ksi Tensile	Specified Min. Strength, ksi Yield	Min. Temp. to 100	200	300
Carbon Steel										
Pipes and Tubes (2)										
A 285 Gr. A	A 134	1	. . .	(8b)(57)	B	45	24	15.0	14.6	14.2
A 285 Gr. A	A 672	1	A45	(57)(59)(67)	B	45	24	15.0	14.6	14.2
Butt weld	API 5L	S-1	A25	(8a)	−20	45	25	15.0	15.0	14.5
Smls & ERW	API 5L	S-1	A25	(57)(59)	B	45	25	15.0	15.0	14.5
. . .	A 179	1	. . .	(57)(59)	−20	47	26	15.7	15.0	14.2
Type F	A 53	1	A	(8a)(77)	20	48	30	16.0	16.0	16.0
. . .	A 139	S-1	A	(8b)(77)	A	48	30	16.0	16.0	16.0
. . .	A 587	1	. . .	(57)(59)	−20	48	30	16.0	16.0	16.0
. . .	A 53	1	A	(57)(59)						
. . .	A 106	1	A	(57)						
. . .	A 135	1	A	(57)(59)	B	48	30	16.0	16.0	16.0
. . .	A 369	1	FPA	(57)						
. . .	API 5L	S-1	A	(57)(59)(77)						
A 285 Gr. B	A 134	1	. . .	(8b)(57)	B	50	27	16.7	16.4	16.0
A 285 Gr. B	A 672	1	A50	(57)(59)(67)	B	50	27	16.7	16.4	16.0
A 285 Gr. C	A 134	1	. . .	(8b)(57)	A	55	30	18.3	18.3	17.7
. . .	A 524	1	II	(57)	−20	55	30	18.3	18.3	17.7
. . .	A 333	1	1							
. . .	A 334	1	1	(57)(59)	−50	55	30	18.3	18.3	17.7
A 285 Gr. C	A 671	1	CA55	(59)(67)	A					
A 285 Gr. C	A 672	1	A55	(57)(59)(67)	A					
A 516 Gr. 55	A 672	1	C55	(57)(67)	C	55	30	18.3	18.3	17.7
A 516 Gr. 60	A 671	1	CC60	(57)(67)	C	60	32	20.0	19.5	18.9
A 515 Gr. 60	A 671	1	CB60							
A 515 Gr. 60	A 672	1	B60	(57)(67)	B	60	32	20.0	19.5	18.9
A 516 Gr. 60	A 672	1	C60	(57)(67)	C					
. . .	A 139	S-1	B	(8b)	A	60	35	20.0	20.0	20.0
. . .	A 135	1	B	(57)(59)	B					
. . .	A 524	1	I	(57)	−20	60	35	20.0	20.0	20.0
. . .	A 53	1	B	(57)(59)						
. . .	A 106	1	B	(57)	B					
. . .	A 333									
. . .	A 334	1	6	(57)	−50	60	35	20.0	20.0	20.0
. . .	A 369	1	FPB	(57)	−20					
. . .	A 381	S-1	Y35	. . .	A					
. . .	API 5L	S-1	B	(57)(59)(77)	B					

Anexo B-2: Razón de caída de presión y propiedades físicas de algunos gases, para el dimensionamiento de una válvula de control.

Table 3-V: Pressure Drop Ratios, x_T

Valve Type	Flow Direction	Trim Size	x_T
Globe	Flow-to-close	Full Area	0.70
	Flow-to-close	Reduced Area	0.70
	Flow-to-open	Full Area	0.75
	Flow-to-open	Reduced Area	0.75
High Performance Butterfly Multi-stage	60° Open	Full	0.36
	90° Open	Full	0.26
	Under Seat	All	~1.00
Ball	90° Open	Full	0.30

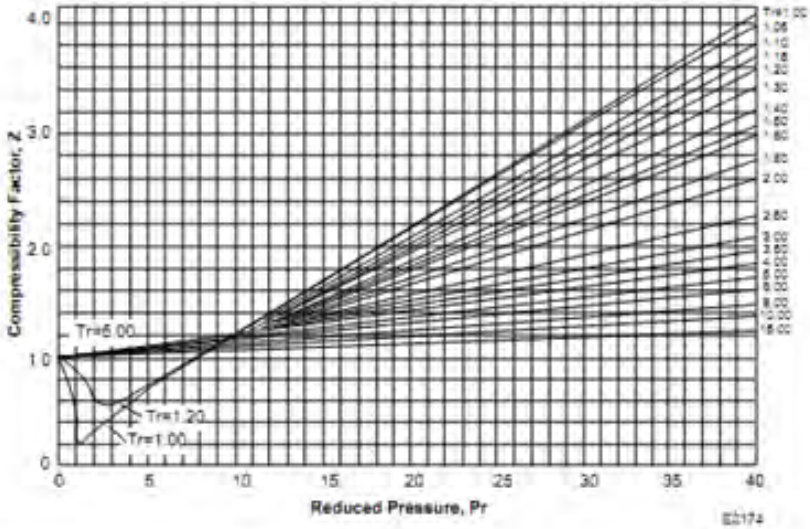
Table 3-VI: Gas Physical Data

Gas	Critical Pressure (psia)	Critical Temperature (°R)	Molecular Weight (M_w)	Ratio of Specific Heats (k)
Air	492.4	227.1	28.97	1.40
Ammonia	1636.1	729.8	17.0	1.31
Argon	707.0	271.1	39.9	1.67
Carbon Dioxide	1070.2	547.2	44.0	1.29
Carbon Monoxide	507.1	238.9	28.0	1.40
Ethane	708.5	549.4	30.1	1.19
Ethylene	730.6	508.0	28.1	1.24
Helium	32.9	9.01	4.00	1.66
Hydrogen	188.2	59.4	2.02	1.40
Methane	667.4	342.8	16.04	1.31
Natural Gas	667.4	342.8	16.04	1.31
Nitrogen	492.4	226.8	28.0	1.40
Oxygen	732.0	278.0	32.0	1.40
Propane	615.9	665.3	44.1	1.13
Steam	3208.2	1165.1	18.02	1.33

Anexo B-3: Factor de compresibilidad para gases y presión critica, para el dimensionamiento de una válvula de control.

Figure 3-4: Compressibility Factors for Gases with Reduced Pressures from 0 to 40.

(Reproduced from charts of L.C. Nelson and E.F. Obert, Northwestern Technological Institute)



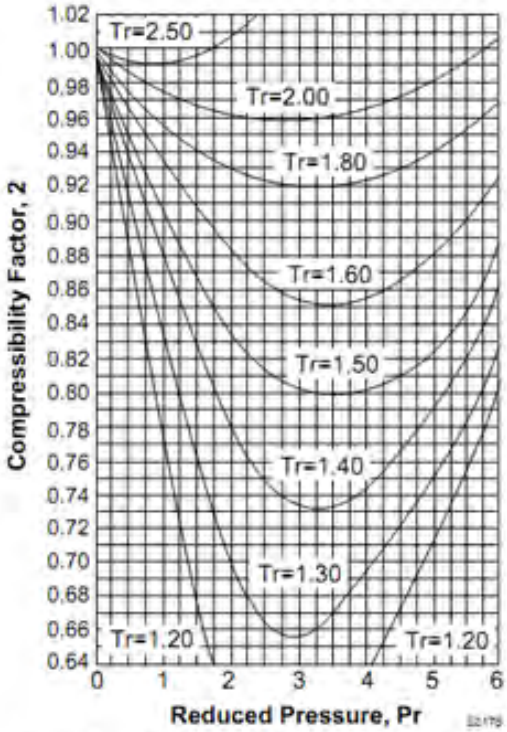


Figure 3-5: Compressibility Factors for Gases with Reduced Pressures from 0 to 6.

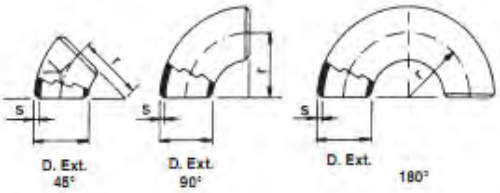
(Reproduced from charts of L.C. Nelson and E.F. Obert,

Anexo B-4: DIN 2605-2, Norma 3, para especificación de radios medios en tubería.

Curvas de mandrino

Fabricadas con tubo S/S (S) y soldado (W)
DIN 2605-2, Norma-3 y Norma-5.

Norma 3: Radio medio igual a 1 1/2 veces ø interior del tubo
Norma 5: Radio medio igual a 2 1/2 veces ø interior del tubo



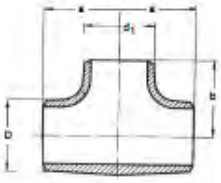
Espesores DIN 2448

Diámetro nominal	Diámetro exterior	Tolerancia ø ext.	Norma 3-D r mm	Peso Kg	Norma 5-D r mm	Peso Kg
15	21,3	+1,6 −0,3	28	0,04	42,5	0,07
20	26,9		29	0,06	57,5	0,13
25	33,7		38	0,12	72,5	0,23
32	42,4		48	0,19	92,5	0,37
40	48,3		57	0,26	107,5	0,50
50	60,3		76	0,49	135	0,87
65	76,1		95	0,78	175	1,44
80	88,9	±1,6	114	1,22	205	2,18
100	114,3		152	2,36	270	4,17
125	139,7	+2,4 −1,6	190	4,00	330	6,94
150	168,3		229	6,50	390	11,1
200	219,1	+3 −2	305	15,8	510	26,5
250	273	+4 −3,2	381	24,8	650	42,3
300	323,9		457	39,8	775	67,5
350	355,6		533	57,5	850	91,6
400	406,4		610	82,6	970	132
450	457,2		686	119	1122	194
500	508		762	161	1245	264

Composición química y características mecánicas: ver pág. 29 y 36.

Tes iguales

DIN 2615



Reducciones concéntricas

DIN 2616

		TES IGUALES			REDUCCIONES	
D	d1	a	b	Peso Kg	H	Peso Kg
21,3	21,3	25	25	0,09	29	–
	17,2	25	25	–		0,07
	13,5	25	25	–		0,07
26,9	26,9	29	29	0,15	38	–
	21,3	29	29	–		0,07
	17,2	29	29	–		0,07
33,7	33,7	38	38	0,29	50	–
	26,9	38	38	–		0,11
	21,3	38	38	–		0,11
42,4	42,4	48	48	0,49	50	–
	33,7	48	48	–		0,15
	26,9	48	48	–		0,15
48,3	48,3	57	57	0,69	64	–
	33,7	57	57	–		0,18
	26,9	57	57	–		0,18
60,3	60,3	64	64	0,99	76	–
	48,3	64	60	–		0,33
	42,4	64	57	–		0,33
	33,7	64	51	–		0,33
76,1	76,1	76	76	1,68	90	–
	60,3	76	70	–		0,49
	48,3	76	67	–		0,49
	42,4	76	64	–		0,49
88,9	88,9	86	86	2,33	90	–
	76,1	86	83	–		0,63
	60,3	86	76	–		0,63
	48,3	86	73	–		0,63
114,3	114,3	105	105	4,00	100	–
	88,9	105	93	–		1,02
	76,1	105	95	–		1,02
	60,3	105	89	–		1,02
139,7	139,7	124	124	6,90	127	–
	114,3	124	117	–		1,76
	88,9	124	110	–		1,76
	76,1	124	108	–		1,76
168,3	168,3	143	143	10,70	140	–
	139,7	143	136	–		2,94
	114,3	143	130	–		2,94
	88,9	143	124	–		2,94
219,1	219,1	178	178	18,30	152	–
	168,3	178	168	–		5,18
	139,7	178	162	–		5,18
	114,3	178	156	–		5,18
273	273	216	216	37,50	178	–
	219,1	216	200	–		7,70
	168,3	216	194	–		7,70
	139,7	216	190	–		7,70
323,9	323,9	254	254	50,00	203	–
	273	254	240	–		11
	219,1	254	230	–		11
	168,3	254	220	–		11

Espesores DIN 2448

Anexo C: Cotizaciones

Anexo C-1: Cotización del Quemador de 400000 Btu/hr.

PREMAC energy

Codigo: GM-FO-09

COTIZACION

Fecha:26 de Junio de 2012
Nro Cotización: 17529

Ofertado a:	
Cliente	**ICL**
Contacto	**Javier Peñaranda**
Direccion	**Cr 32 A # 10-352 Aroyohondo-**
Telefono/Fax	**6650877**
Nit	
Direccion de despacho	**Cr 32 A # 10-352 Aroyohondo-Yumbo**
Mail	japenaranda@icl.com.co

ITEM	Cant	DESCRIPCIÓN	VALOR $	TOTAL $
1	1	Quemador HSG400 para 400,000 BTU/Hra para tanque de 2,56m3, tiempo en lograr la temperatura de 60ºC 1 hora 30 minutos	$ 1,896,552	$ 1,896,552
2	1	Quemador P250 para 250,000 BTU/Hra para tanque de 0,8m3, tiempo en lograr la temperatura de 60ºC 45 minutos	$ 1,670,000	$ 1,670,000
3	2	Reguladores 496 3/4" NPT para cada quemador	$ 130,000	$ 260,000
4	2	Tablero incluyendo control de temperatura para cada tanque	$ 1,230,000	$ 2,460,000
5	2	Termocuplas tipo J de 6" con bulbo en acero inoxidable para cada tanque	$ 120,000	$ 240,000

Subtotal	**$**	**6,526,552**
IVA 16%	**$**	**1,044,248**
Total	**$**	**7,570,800**

Anexo C-2: Cotización y Ficha Técnica de Caldera Pirotubular de 10 BHP y 150 psig.

Cali, 25 de Julio de 2012 CT-184-12

Señores
ICL SAS
Att: Señor **Javier Peñaranda**
Email: japenaranda@icl.com.co
Tel. (2) 6650867-66
Cel. 315-6431187
Ciudad.-

REF: **COTIZACIÓN CALDERA AUTOMATICA PARA GAS 10 BHP CON QUEMADOR INTEGRAL**

Nos permitimos cotizar el equipo de la referencia.

1. CARACTERÍSTICAS

CALDERA:	Tipo Pirotubular construida en lamina 516
CAPACIDAD:	10 BHP
COMBUSTIBLE:	Gas Natural
PRESION:	Vapor 150 psi diseño.
TUBERÍA:	Acero expandida Ø 2"
VOLTAJE:	Controles 110 voltios, motor bomba 220-440 voltios
TIRO:	Forzado
GENERACIÓN:	345 Lbrs/HR con agua de alimentación 212ºF
SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO:	60 ft2

Anexo C-2: Cotización de Caldera (continuación)

1.- **QUEMADOR RIELLO – CARACTERÍSTICAS GENERALES:**

- Cabeza de combustión con sistema de graduación de turbulencia y mezcla de aire primario y aire post combustión asegurando una máxima eficiencia.
- Programador de operación electrónica el cual permite el funcionamiento del quemador de acuerdo a las características del mismo. Incluye sistema de prebarrido.
- Presostato de seguridad para aire de combustión.
- Motor para accionamiento de ventilador de aire para mezcla, de 220 voltios.
- Voltaje de operación 220., 60 ciclos.
- Transformador de voltaje para ignición de la llama.
- Sonda de ionización para seguridad y máxima eficiencia de la combustión.
- Boquilla para GAS NATURAL.
- Caja insonorizadora y protectora del quemador en lamina.
- Soporte articulado del quemador.
- Flanche para acople al horno.
- Empaque cerámico para el flanche.
- Conector al tren de gas.

TREN DE GAS:

- Válvula solenoide de apertura lenta para regulación de encendido y de graduación de cantidad de gas.
- Válvula solenoide de seguridad de apertura rápida y cierre rápido.
- Presostato de seguridad por baja presión.
- Tubo de acople al quemador.
- Puntos de toma de presión de gas tanto a la entrada como a la apertura de la válvula y en la cabeza combustión para fijar la presión del servicio.

2.-SISTEMA CONTROL DE PRESION

1 Control de presión honeywell 0-150 psi on-of.
1 Manómetro 0-150 psi X 4"
1 Válvulas de seguridad X 150 psi
2 Sifones ¼"
1 Válvula de purga ¼"

Anexo C-2: Cotización de Caldera (continuación)

3.-SISTEMA DE CONTROL DE AGUA

1 Control de nivel Mac Donell 150 psi.
1 Control auxiliar de nivel Max tech
1 Bujía Warric para señal auxiliar de nivel
1 Nivel visible 5/8" X 10 ¼"
1 Válvula de purga 1"

4.- SISTEMA DE ALIMENTACIÓN DE AGUA

1 Bomba IHM
1 Motor 3 HP – 220 –440
1 Base para conjunto motobomba
1 Tanque para retorno de condensados de 40 galones

5.- AISLAMIENTO

Aislamiento exterior del cuerpo de la Caldera en lana mineral 2" recubierta con lamina inoxidable.

6.- TABLERO DE CONTROL

1 Control de llama
1 Arrancador para bomba de alimentación con protección térmica
1 Arrancador para motor quemador con protección térmica
1 Conjunto de borneras, pilotos y swiches
1 Sirena para bajo nivel de agua

7.- CHIMENEA

Chimenea 12 mts flanchado en secciones de 4 mts con pintura final alta temperatura.

8.- VALOR

- El Valor de la caldera y sus accesorios descritos FOB CALI con pruebas en nuestra planta es de $25.000.000= mas IVA.
- Se incluye manual de operación e instrucciones de manejo en sitio final.

Anexo C-3: Cotización de Accesorios para la línea de vapor y condensado.

CASAVAL S.A.

PIEZA CLAVE EN INSTALACIONES INDUSTRIALES

NIT : 890 106 278-6

COTIZACION No. JMC 312

Sábado, 25 de Agosto de 2012

Señores ICL SAS

Atn. JAVIER PEÑARALDA

OFERTA

ENTREGA: ESTIPULADA

VALIDEZ: 15 DIAS

F. PAGO: ACORDADO

SITIO ENTREGA CITAR

ÍTEM	CANT	UND	DESCRIPCIÓN	MARCA	TIEMPO DE ENTREGA	VR UNITARIO	VALOR TOTAL
1	4	PZA	VÁLVULA DE CONTROL AUTOACCIONADA KY51 DN25 BRIDAS DIN PN 16 CON SISTEMA DE CONTROL TIPO SA121 RANGO 2, TUBO CAPILAR DE 2 M Y FUNDA INOX DE 3/4" Ó 1"	SPIPAX SARCO	8 SEMANAS IMPORTACION	$ 4.390.000	$ 17.560.000
2	6	PZA	VÁLVULA DE INTERRUPCIÓN DE FUELLE BSA1T DN25 CON BRIDA PN16	SPIPAX SARCO	5 DIAS	$ 538.000	$ 3.228.000
3	4	PZA	VÁLVULA REDUCTORA DE PRESIÓN DN25 BRV2S CON BRIDA PN16 Ó PN25 Y CONTROL DE PRESIÓN AGUAS ABAJO DE 3.5 A 8.6 BAR G	SPIPAX SARCO	1 DIA	$ 1.050.000	$ 4.200.000
4	17	PZA	VÁLVULA ESFERICA M10V DE 1" CON CONEXIONES ROSCADAS	SPIPAX SARCO	5 DIAS	$ 162.000	$ 2.754.000
5	8	PZA	VÁLVULA ESFERICA M10V DE 1/2" CON CONEXIONES ROSCADAS	SPIPAX SARCO	1 DIA	$ 110.000	$ 880.000
6	4	PZA	FILTRO TIPO Y FIG. 34 DN 25 CON PERFORACIÓN DE 1.6 mm Y TAPA ROSCADA	SPIPAX SARCO		$ 2.584.000	$ 10.336.000
7	4	PZA	SEPARADOR S1 DN 25 ROSCADO BSP	SPIPAX SARCO	5 DIAS	$ 866.000	$ 3.464.000
8	1	PZA	TRAMPA DE VAPOR DE BALDE INVERTIDO CON ROSCA DE 1" TIPO S Y PRESIÓN DIFERENCIAL DE 8 BARES	SPIPAX SARCO	1 DIA	$ 816.000	$ 816.000
9	4	PZA	TRAMPA A FLOTADOR FT14-10 PARA CONEXIÓN CON ROSCA DE 1" BSP O NPT (DN 25) Y CONEXIONES HORIZONTALES CON FLUJO DE DERECHA A IZQUIERDA	SPIPAX SARCO	5 DIAS	$ 772.000	$ 3.088.000
10	4	PZA	TRAMPA TERMODINÁMICA TD42L DE 1/2" CON CONEXIONES ROSCADAS BSP O NPT	SPIPAX SARCO	1 DIA	$ 375.000	$ 1.500.000
11	4	PZA	CONJUNTO CÁPSULA Y ASIENTO PARA ELIMINADOR DE AIRE TA125 CON ROSCA DE 3/4" BSP O NPT	SPIPAX SARCO	5 DIAS	$ 185.000	$ 740.000
12	5	PZA	MIRILLA DE RETENCIÓN CON ROSCA BSP Ó NPT DE 1"	SPIPAX SARCO	5 DIAS	$ 550.000	$ 2.750.000
13	4	PZA	MIRILLA DE RETENCIÓN CON ROSCA BSP Ó NPT DE 1/2"	SPIPAX SARCO	1 DIA	$ 282.000	$ 1.128.000
14	4	PZA	ROMPEDOR DE VACIO PARA SISTEMA DE VAPOR VB14 1/2"	SPIPAX SARCO	5 DIAS	$ 194.000	$ 776.000
15	8	PZA	MANÓMETRO BSP RANGO 5 (0 A 16 BAR) CON SIFON TIPO R Y VÁLVULA	FORBES	5 DIAS	$ 85.000	$ 680.000
				SUBTOTAL			$ 53.900.000
			Materiales sujetos a rotacion de inventarios y/o Venta previa	MAS IVA 16%			$ 8.624.000
				TOTAL			$ 62.524.000

Anexo C-4: Cotización del Equipo de Suavización para el tratamiento del agua de alimentación de la caldera.

DISIN S.A.
DISEÑOS Y CONSTRUCCIONES INDUSTRIALES

¡Desarrollamos soluciones industriales a su medida!

CONDICIONES COMERCIALES

I. VALORES

Alternativa uno: El valor del equipo de suavización de 14" de diámetro con funcionamiento automático es de:

Ocho millones novecientos ochenta mil pesos M/cte. **$ 8.980.000,00**
Más el impuesto a las ventas I.V.A vigente en la fecha de facturación.

Alternativa dos: El valor del equipo de suavización de 14" de diámetro con funcionamiento manual es de:

Seis millones trescientos mil pesos M/cte. **$ 6.300.000,00**
Más el impuesto a las ventas I.V.A vigente en la fecha de facturación.

II. FORMA DE PAGO

Cincuenta por ciento (50%) como anticipo.
Cincuenta por ciento (50%) contra aviso de despacho y previa consignación nacional del saldo correspondiente.

III. TERMINO DE ENTREGA

Inmediato, a partir de su orden de compra.

IV. LUGAR DE ENTREGA

EXW, nuestra planta Bogotá.

V. VALIDEZ DE LA OFERTA

Treinta (30) días calendario.

VI. GARANTÍA

El suministro objeto de la presente oferta tiene una garantía de un (1) año contado a partir de la fecha de entrega, contra defectos de las partes suministradas por **DISIN S.A.**, comprobados previamente por nuestro departamento técnico.

Nuestra responsabilidad se limita a remplazar cualquier pieza que demuestre defectos de fabricación, siempre y cuando las fallas no obedezcan a mal trato, mala operación, intervención de terceros o circunstancias de caso fortuito o fuerza mayor que estén fuera de nuestro control.

En el suministro de los componentes eléctricos, electrónicos y otros equipos electromecánicos no fabricados por **DISIN S.A.**, pero involucrados en este proyecto, trasladaremos los términos de garantía en iguales condiciones a las expedidas por el fabricante de los mismos.

Anexo C-5: Cotización del Sistema de Control de temperatura del proceso de preparación del substrato.

Ferro Neumática ltda. INSTRUMENTACION INDUSTRIAL	COTIZACIÓN	
	FECHA: 01/11/08	VERSIÓN: 02
NIT 800.076.771-9	F-GV-02	PAG: 1 DE: 1

SOMOS AUTORETENEDORES DE RENTA SEGÚN RESOLUCION 07887 DE 2008/08/25

Fecha:	AGOSTO 29 DE 2012	COTIZACIÓN Nº	1208027
Señores:	ICL SAS	Referencia	
Atención:	DPTO DE COMPRAS	Dependencia:	
Tel:		Fax:	
Dirección:		Ciudad:	CALI

ítem	Cant	DESCRIPCION	Referencia	Precio Unitario	Precio Total
1	4	VÁLVULA DE SOLENOIDE EN BRONCE LATÓN, 2/2, NORMALMENTE CERRADAS (NC),USO VAPOR Y AGUA CALIENTE (Max: 185°C), SERVO-OPERADAS,DIAFRAGMA Y JUNTAS EN TEFLÓN (PTFE)REF 032U3807,CON BOBINA IP: 43		$ 732.000	$ 2.928.000
					$ 0
					$ 0
					$ 0
2	4	RTD PT100 BULBO 3/8", LONGITUD 30 CM, CABEZOTE DE TRES HILOS		$ 180.000	$ 720.000
					$ 0
3	8	MANOMETRO DE CAJA FELOLICA 4-1/2" VERTICAL DE 0 A 300 PSI		$ 199.000	$ 1.592.000
					$ 0
4	1	CONTROLADOR PIXSYS 48 X 48 REF ATR243		$ 363.000	$ 363.000
					$ 0
		5 DIAS HABILES			$ 0
					$ 0

OBSERVACIONES:

VISITE NUESTRA PAGINA WEB...www.ferroneumatica.com.co - www.ferroneumatica.net

Entrega		SUB-TOTAL:	$ 5.603.000
Pago	CTA CTE	I.V.A 16%:	$ 896.480
Validez	30 DIAS	TOTAL:	$ 6.499.480

GEMÜ ASCO NORGREN PR electronics SIGNALS THE BEST BOURDON HAENNI Danfoss DelTech FLOWLINE ICONTEC CERTIFICADO ISO 9001 IQNet

EFRAIN VARELA ROMERO
División Comercial

Cra 8 No 34-47 Santiago de Cali, Valle Del Cauca , Colombia
PBX(2) 6816161 FAX (2) 4489797 CEL. 315 5295167
Email: ventas@ferroneumatica.net

Anexo C-6: Cotización de la Bomba Dosificadora para el tratamiento del agua de alimentación de la caldera.

NOVATEC
FLUID SYSTEM S.A.

SISTEMAS Y EQUIPOS PARA EL MANEJO, AGITACION Y DOSIFICACION DE FLUIDOS

NIT – 830.122.327-8

Calle 69 No. 7D Bis-15 CALI – COLOMBIA PBX (572) 4184006 Fax (572) 656 0052 - novatec@novatecfs.co
Cra. 14 No. 78-25 BOGOTA – COLOMBIA Tel. PBX (571) 7432303 Fax (571) 9050853 - novatecfs@novatecfs.com

Para:	ICL S.A.S		**COTIZACION No.**	**C-1535-2012**
Atn.:	Javier Peñaranda		Ciudad:	Yumbo
Tel:	315 643 1187	Fax: *****	Fecha:	Septiembre 07 del 2012
Email	japenaranda@icl.com.co		Solicitud:	**E-mail.**

ASUNTO OFERTA POR BOMBA DOSIFICADORA MARCA LMI/ MILTON ROY CO

Atendiendo a su amable solicitud y como representantes exclusivos para Colombia de LMI / MILTON ROY CO, nos permitimos presentar a su consideración nuestra oferta en referencia, la cual, esperamos cumpla con todos sus requerimientos técnicos y de proceso.

1. DATOS SUMINISTRADOS PARA LA SELECCIÓN DEL EQUIPO.

Producto:	No suministrado.
Flujo:	2 GPH
Presión:	50 PSI.
Viscosidad:	No suministrada.

En atención a su amable solicitud por equipo de dosificación modelo P061-498SI, presentamos oferta por:

NOTA IMPORTANTE

Por favor tener en cuenta los requerimientos del proceso en **flujo, presión, producto y viscosidad** con respecto a las especificaciones de los equipos aquí ofertados; confirmar la compatibilidad química del producto a dosificar con el material del cabezal de las bombas aquí ofertadas. Es responsabilidad del cliente confirmar que el equipo ofertado cumple con todos los criterios de funcionalidad y compatibilidad química.

ITEM	CANT	DESCRIPCION	VR UNIT.	VR TOTAL
1,1	1	**Bomba dosificadora electromagnética de diafragma** **Marca: LIQUID METRONICS / MILTON ROY** **Modelo: P061-468SI** Flujo máximo: **2.0 GPH** Presión máxima: **50 Psi** Cabezal y válvulas en: **PVC** Regulación de flujo manual (Regula el recorrido del diafragma) por medio de **UNA** perillas micrometricas. Máx. Visc.: 350 Cps. 120VAC, 50/60 Hz. Conexión: **3/8 OD.** Incluye: Válvula de tres funciones, boquilla de inyección, válvula de pie, tramo de manguera y manual de instrucción	US$ 616.oo IMAGEN DE REFERENCIA	US$ 616.oo 

• SISTEMAS INTEGRALES DE DOSIFICACION • AGITADORES MECANICOS • SERVICIO DE ASISTENCIA TECNICA • INSTRUMENTACION
• BOMBAS DOSIFICADORAS DE DIAFRAGMA Y PISTON • BOMBAS CENTRIFUGAS CON SELLO Y SIN SELLO • REPUESTOS Y ACCESORIOS

Anexo C-7: Cotización de Accesorios para la instalación de la tubería de la línea de vapor y condensado del circuito de vapor.

TUVACOL S.A.
NIT. 806.014.553-6
Carrera 40 13-05 Acopi - Yumbo
Tel: (2) 665 84 61 Fax: (2) 665 84 71
e-mail: ventascali@tuvacol.com

Yumbo, 30 de Agosto de 2012

COTIZACION 9759

Señores:
ICL S.A.S
ATN:Sr.Javier Peñaranda
Jefe de Ingeniería

De acuerdo a su solicitud me permito enviar la siguiente cotización :

ITEM	DESCRIPCIÓN	UM.	CANT.	VALOR UNIT.	OBSERVACIONES
1	Tubería ASTM A 53 de 1" Schedule 40 **(Unidad Tubo por 5,80 mts) A/C**	UND	14	$ 47,560	VALOR TUBO
2	Tubería ASTM A 53 de 1/2" Schedule 40 **(Unidad Tubo por 5,80 mts) A/C**	UND	2	$ 27,840	VALOR TUBO
3	Válvula cheque para condensado de 1"X **800 PSI NPT A/C**	UND	1	$ 50,000	
4	Codo a 90° de 1" **ROSCA X 150 A/C**	UND	29	$ 2,000	
5	Codo a 90° de 1/2" 20 **ROSCA X 150 A/C**	UND	20	$ 800	
6	T de 1" **X 150 A/C ROSCA**	UND	34	$ 2,000	
7	T de 1/2" **X 150 A/C ROSCA**	UND	4	$ 900	
8	Unión Universal de 1" **X 150 ROSCA A/C**	UND	38	$ 4,800	
9	Unión Universal de 1/2" **X 150 ROSCA A/C**	UND	12	$ 3,000	
10	Reducción macho 1" y hembra ½" **A/C ROSCA**	UND	8	$ 1,000	
11	Reducción macho 1" y hembra 3/8" **A/C ROSCA**	UND	8	$ 1,000	

Anexo C-8: Cotización de Equipos para el Sistema de Transporte del substrato del proceso de preparación de la compañía ICL SAS.

Tecni Yale
Sosteniendo el mundo
NIT. 800.226.013-9

Importador y Distribuidor de Equipos de Elevación,
Puente - Grúas, Asesorías, Repuestos,
Servicio Técnico y Mantenimiento

www.tecniyale.com

Yale® HOISTS

CONDUCTIX

1.3. Características trolley manual

Marca	**Yale®**
Modelo	HTP/A
Capacidad	1 Tonelada
Tipo	Empuje
Ancho de viga	58-220mm
Peso aprox.	9 Kgs

2. PROPUESTA ECONOMICA

Descripción	Valor unitario	Cant.	Valor total
Polipasto eléctrico marca **Yale®** modelo **YJL** Capacidad 1 Tonelada, Izaje 7 m con *trolley eléctrico*	$ 5.700.000	1	$ 5.700.000
Opcional contenedor de cadena hasta 12 m.	$ 180.000	1	$ 180.000
Trolley eléctrico marca **Yale®** Modelo **VTE** Capacidad 1 Toneladas.	$ 3.000.000	1	$ 3.000.000
Trolley manual de empuje marca **Yale®** modelo **HTP/A** Capacidad 1 Tonelada	$ 400.000	1	$ 400.000
		Subtotal	$ 9.280.000
		Descuento 20%	$ 1.856.000
		Subtotal Antes de IVA	$ 7.424.000
		IVA 16%	$ 1.187.840
		Total IVA incluido	***$ 8.611.840***

3. CONDICIONES COMERCIALES

Pago	A convenir
Entrega	Inmediata
Garantía	1 año por defectos de fabricación. No respondemos por daños directos ó indirectos ocasionados por fuerza mayor, mal uso ó sobrecarga.
Servicio	Técnico – Mantenimiento – Repuestos
Vigencia cotización	30 días

Para mayor información visite nuestro sitio web www.tecniyale.com

Cordialmente,

Héctor Fabio Mendoza.
315-555 43 88

Cali (Sede Principal)
Aut. Cali-Yumbo Km 5 Terminal Log. Bod. 7C
PBX: (2) 695 94 50 – Fax (2) 695 94 55
yalecali@tecniyale.com

Bogotá
Carrera 22 No. 18-59
PBX: (1) 3604540 – Fax (1) 237 29 73
yalebogota@tecniyale.com

Medellín
Calle 53 No. 71-16
PBX: (4) 230 49 08 – Fax (4) 230 69 87
yalemedellin@tecniyale.com

Barranquilla
Carrera 50B No. 44-15
PBX (5) 379 47 33 – Fax (5) 370 88 15
yalequilla@tecniyale.com

Anexo C-9: Cotización de los tanques nuevos para el sistema de calentamiento con quemador y serpentín sumergido.

CALCULO COSTOS TANQUES NUEVOS PARA EL SC CON QUEMADOR Y SERPENTÍN SUMERGIDO

TANQUE DE 0.98 M^3, CON SERPENTÍN Y AISLAMIENTO TÉRMICO

ITEM	TITULO	MATERIAL	KG	COSTO KG	COSTO MAT.	TARIFA	COSTO PROD.
1	ESTRUCTURA	HR	139	1,800	250,200	1,150	410,050
2	TUBO SALIDA DE GASES	HR	43	4,090	175,870	1,150	225,320
3	RECUBRIMIENTO TUBO SALI_GA	GALV	3.5	2,200	7,700	1,150	11,725
4	RECUBRIMIENTO INTERNO	INOX	48	6,700	321,600	1,150	376,800
5	AISLAMIENTO	INOX	55.5	6,700	371,850	1,150	435,675
6	SERPENTÍN	INOX	74	8,950	662,300	1,150	747,400
7	CODO (2 UNID)	INOX			188,500		188,500
8	FLANCHE CUADRADO (2 UNID)	INOX			67,000		67,000
9	BASE SERPENTÍN	INOX	11	6,700	73,700	1,150	86,350
10	PROTECTOR SERPENTÍN	INOX	27.5	6,700	184,250	1,150	215,875
11	TAPA SUP.	INOX	30	6,700	201,000	1,150	235,500
			431.5		2,503,970		**3,000,195**

TANQUE DE 0.98 M^3, SIN SERPENTÍN NI AISLAMIENTO TÉRMICO

ITEM	TITULO	MATERIAL	KG	COSTO KG	COSTO MAT.	TARIFA	COSTO PROD.
1	ESTRUCTURA	HR	139	1,800	250,200	1,150	410,050
2	RECUBRIMIENTO INTERNO	INOX	48	6,700	321,600	1,150	376,800
			187		571,800		**786,850**

TANQUE DE 2.77 M^3, CON SERPENTÍN Y AISLAMIENTO TÉRMICO

ITEM	TITULO	MATERIAL	KG	COSTO KG	COSTO MAT.	TARIFA	COSTO PROD.
1	ESTRUCTURA	HR	285	1,800	513,000	1,150	840,750
2	TUBO SALIDA DE GASES	HR	55	4,090	224,950	1,150	288,200
3	RECUBRIMIENTO TUBO SALI_GA	GALV	4.5	2,200	9,900	1,150	15,075
4	RECUBRIMIENTO INTERNO	INOX	100	6,700	670,000	1,150	785,000
5	AISLAMIENTO	INOX	107	6,700	716,900	1,150	839,950
6	SERPENTÍN	INOX	131	8,845	1,158,695	1,150	1,309,345
7	CODO (2 UNID)	INOX			188,500		188,500
8	FLANCHE CUADRADO (2 UNID)	INOX			67,000		67,000
9	BASE SERPENTÍN	INOX	17	6,700	113,900	1,150	133,450
10	PROTECTOR SERPENTÍN	INOX	53	6,700	355,100	1,150	416,050
11	TAPA SUP.	INOX	53	6,700	355,100	1,150	416,050
			805.5		4,373,045		**5,299,370**

TANQUE DE 0.98 M^3, SIN SERPENTÍN NI AISLAMIENTO TÉRMICO

ITEM	TITULO	MATERIAL	KG	COSTO KG	COSTO MAT.	TARIFA	COSTO PROD.
1	ESTRUCTURA	HR	285	1,800	513,000	1,150	840,750
2	RECUBRIMIENTO INTERNO	INOX	100	6,700	670,000	1,150	785,000
			385		1,183,000		**1,625,750**

Anexo C-10: Cotización de los tanques nuevos para el sistema de calentamiento con caldera y serpentín sumergido.

CALCULO COSTOS TANQUES NUEVOS PARA EL SC CON CALDERA Y SERPENTÍN SUMERGIDO

TANQUE DE 0.8 M^3, CON SERPENTÍN Y AISLAMIENTO TÉRMICO

ITEM	TITULO	MATERIAL	KG	COSTO KG	COSTO MAT.	TARIFA	COSTO PROD.
1	ESTRUCTURA	HR	129	1,800	232,200	1,150	380,550
2	RECUBRIMIENTO INTERNO	INOX	42	6,700	281,400	1,150	329,700
3	AISLAMIENTO	INOX	51	6,700	341,700	1,150	400,350
4	SERPENTÍN	INOX	25	7,343	183,575	1,150	212,325
5	FLANCHE Ø 4" (2 UNID)	INOX			15,600		15,600
6	BASE SERP.	INOX	15	6,700	100,500	1,150	117,750
7	PROTECTOR SERP.	INOX	28	6,700	187,600	1,150	219,800
8	TAPA SUP.	INOX	30	6,700	201,000	1,150	235,500
			320		1,543,575		**1,911,575**

TANQUE DE 0.8 M^3, SIN SERPENTÍN NI AISLAMIENTO TÉRMICO

ITEM	TITULO	MATERIAL	KG	COSTO KG	COSTO MAT.	TARIFA	COSTO PROD.
1	ESTRUCTURA	HR	129	1,800	232,200	1,150	380,550
2	RECUBRIMIENTO INTERNO	INOX	42	6,700	281,400	1,150	329,700
			171		513,600		**710,250**

TANQUE DE 2.56 M^3, CON SERPENTÍN Y AISLAMIENTO TÉRMICO

ITEM	TITULO	MATERIAL	KG	COSTO KG	COSTO MAT.	TARIFA	COSTO PROD.
1	ESTRUCTURA	HR	275	1,800	495,000	1,150	811,250
2	RECUBRIMIENTO INTERNO	INOX	93	6,700	623,100	1,150	730,050
3	AISLAMIENTO	INOX	110	6,700	737,000	1,150	863,500
4	SERPENTÍN	INOX	25	7,343	183,575	1,150	212,325
5	FLANCHE Ø 4" (2 UNID)	INOX			15,600		15,600
6	BASE SERP.	INOX	16	6,700	107,200	1,150	125,600
7	PROTECTOR SERP.	INOX	51	6,700	341,700	1,150	400,350
8	TAPA SUP.	INOX	53	6,700	355,100	1,150	416,050
			623		2,858,275		**3,574,725**

TANQUE DE 2.56 M^3, SIN SERPENTÍN NI AISLAMIENTO TÉRMICO

ITEM	TITULO	MATERIAL	KG	COSTO KG	COSTO MAT.	TARIFA	COSTO PROD.
1	ESTRUCTURA	HR	275	1,800	495,000	1,150	811,250
2	RECUBRIMIENTO INTERNO	INOX	93	6,700	623,100	1,150	730,050
			368		1,118,100		**1,541,300**

Anexo C-11: Cotización de implementación de Gas Natural.

Gases de Occidente Tu conexión con una vida mejor.	Cotización Proyecto de Conexión del servicio de Gas Natural **ICL LTDA** RC-132	Fecha: Pagina Código: Radicado	29 de Abril de 2010 N° 2 de 3 GC.IP 2OT GC-46-10

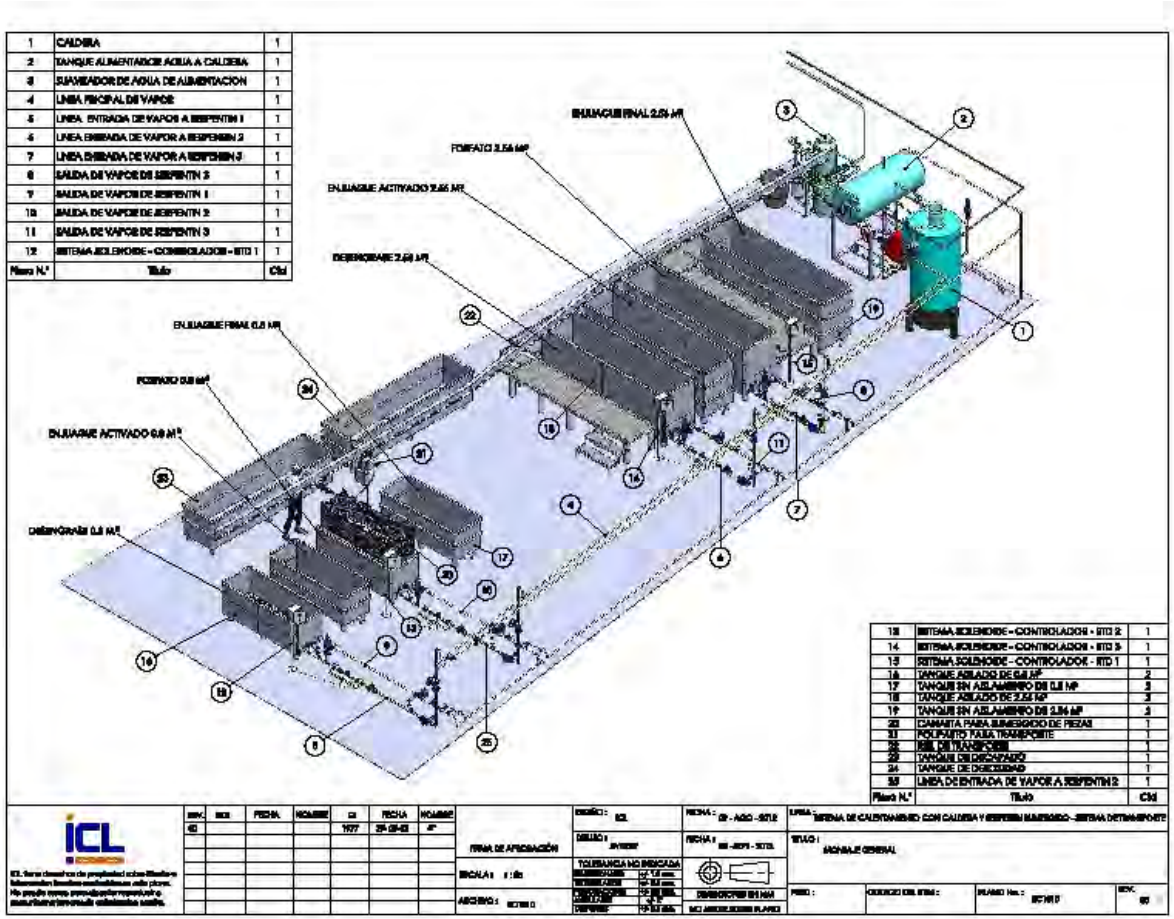
2.1.- Valor de la Propuesta

ACTIVIDAD	UNIDAD	CANTID.	VR.TOTAL
ACOMETIDA			
PARA TUBERIA DE 3/4'	ML	6	
ANDENES EN TABLETA	ML	6	
EN MATERIAL CONGLOMERADO	ML	6	
PARA TUBERIA DE 3/4"	UND	1	
POLIVALVULA 3/4"	UND	1	
SILLETA 2" X 3/4"	UND	1	
ELEVADOR 3/4"	UND	1	$ 1,094,819
ESTACION DE REGULACION Y MEDICION			
MEDIDOR AM SESUS 750	UNID.	1	
REGULADOR 1813CPB2	UNID.	1	
FILTRO SPIRAX DE 1"	UND	1	
NICHO PARA MEDIDOR	UNID.	1	
NICHO PARA MEDIDOR	UNID.	1	$ 5,927,400
INSTALACION INTERNA			
PARA TUBERIA DE 2"	ML	44	
PAVIMENTO EN CONCRETO	ML	16	
ELEVADOR DE 2"	ML	2	
EN MATERIAL CONGLOMERADO	ML	44	
SUMINISTRO DE ARENA FINA	M3	2	
VALVULAS 1 1/2" ROSCAR INOX x 1000 PSI	UNID.	2	
VALVULAS 1" ROSCAR INOX x 1000 PSI	UNID.	14	
CONJUNTO MANOMETRO SECO Y CODOS 1/4"	UNID.	6	
TAPON DE 1"	UNID.	6	
TUBERIA 1" ROSCADA	ML	85	
TUBERÍA 1 1/2" ROSCADA	ML	50	
CODO 3/4"	UNID	12	
CODO 1"	UNID	28	
CODO 1 1/2"	UNID	22	
UNIVERSAL PLANA DE 3/4"	UNID	8	
REDUCCION "COPA O BUSHING" DE 2 "x 1 1/2"	UNID	2	
REDUCCION "COPA O BUSHING" DE 1 1/2"x1"	UNID	8	
REDUCCION "COPA O BUSHING" DE 1"x3/4"	UNID	0	
REDUCCION "COPA O BUSHING" DE 3/4"x1/2"	UNID	0	
TEE1/2"	UNID	0	
TEE 3/4"	UNID	0	
TEE 1"	UNID	2	
TEE 1 1/2"	UNID	1	
NIPLE DE 1" ROSCAR	UNID	16	
REGULADOR 2 ETAPA	UNID	6	
PRUEBAS	UNID	1	
PLANO AS BUILT	GLB	1	$ 20,212,952
Utilidad 7% (Sobre la Inversión de la Interna)			$ 1,521,405
IVA (Sobre la Utilidad9			$ 243,425
Total proyecto de Conexión			**$ 29,000,000**

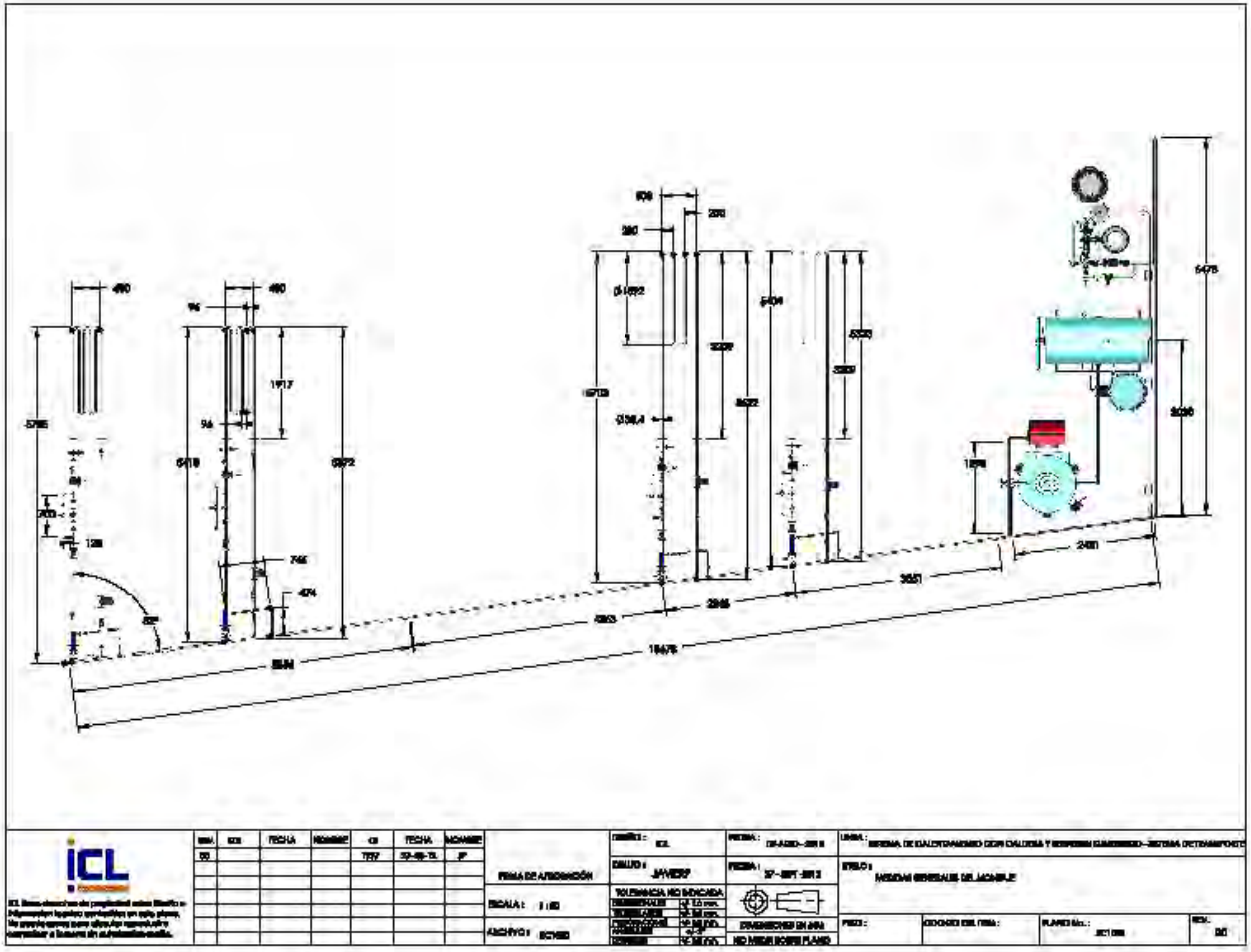
El valor total del proyecto es DE VEINTE Y NUEVE MILLONES PESOS COLOMBIANOS ($29.000.000), incluye mano de obra y materiales.

Anexo D: Planos generales de las propuestas de los sistemas de calentamiento y el sistema de transporte

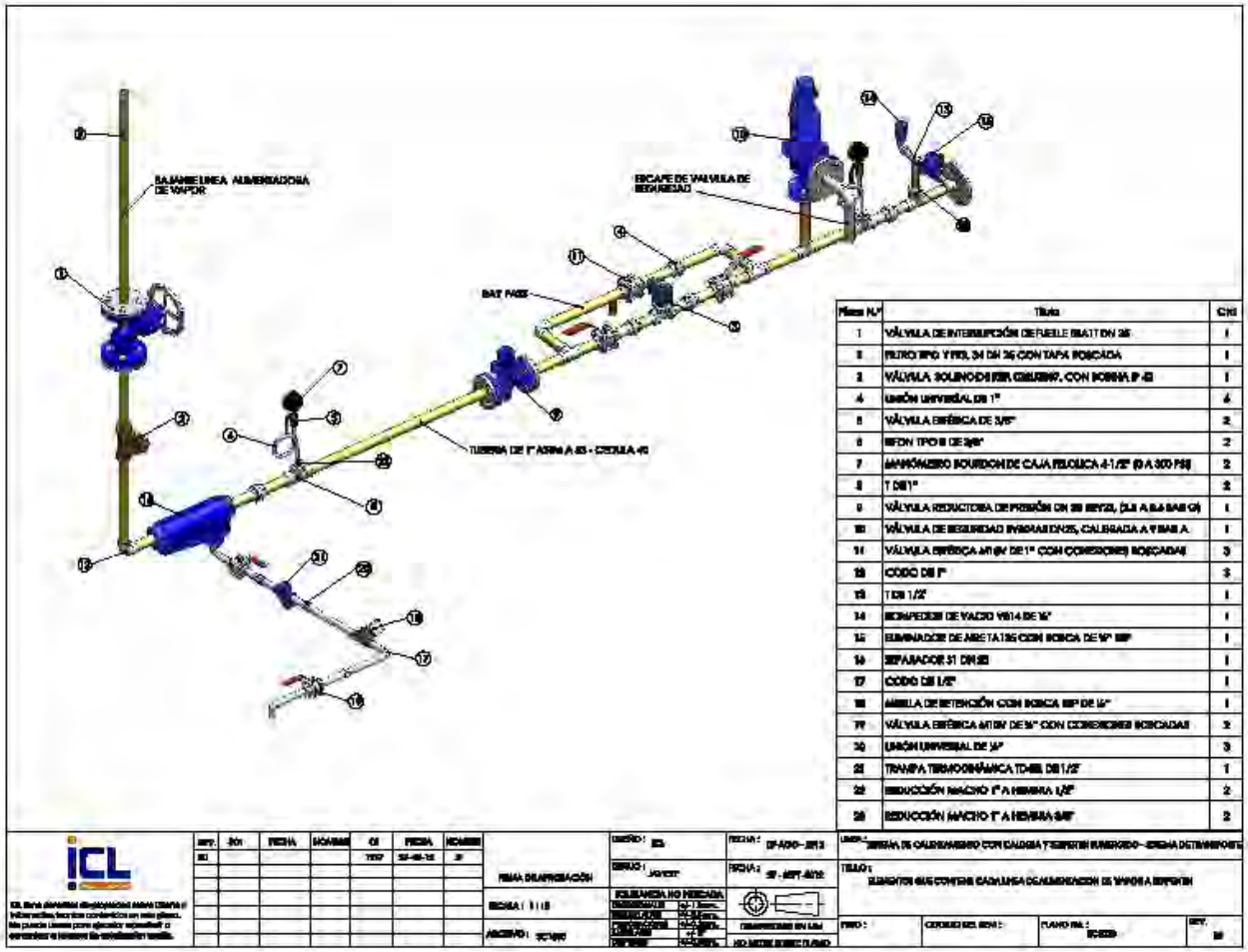
Anexo D-1: Montaje General de SC con caldera y sistema de transporte



Anexo D-2: Medidas generales del montaje del SC con caldera



Anexo D-3: Elementos que contienen cada línea de alimentación de vapor a serpentín del SC con caldera



Pieza N.º	Título	Cnt
1	VÁLVULA DE INTERRUPCIÓN DE FUELLE BIATT DN 25	1
2	FILTRO TIPO Y FIG. 34 DN 25 CON TAPA ROSCADA	1
3	VÁLVULA SOLENOIDE [illegible], CON BOBINA [illegible]	1
4	UNIÓN UNIVERSAL DE 1"	4
5	VÁLVULA ESFÉRICA DE 3/8"	2
6	NIPLE TIPO [illegible] DE 3/8"	2
7	MANÓMETRO BOURDON DE CAJA REDUCIDA 4-1/2" (0 A 300 PSI)	2
8	T DE 1"	2
9	VÁLVULA REDUCTORA DE PRESIÓN DN 20 [illegible], (3,0 A 8,4 BAR G)	1
10	VÁLVULA DE SEGURIDAD [illegible] DN25, CALIBRADA A [illegible]	1
11	VÁLVULA ESFÉRICA ANSI 150 DE 1" CON CONEXIONES ROSCADAS	3
12	CODO DE 1"	3
13	T DE 1/2"	1
14	ROMPEDOR DE VACIO [illegible] DE 1/2"	1
15	ELIMINADOR DE ARENA TIPO CON ROSCA DE 1/2" [illegible]	1
16	SEPARADOR 31 DN 25	1
17	CODO DE 1/2"	1
18	MIRILLA DE RETENCIÓN CON ROSCA [illegible] DE 1/2"	1
19	VÁLVULA ESFÉRICA ANSI 150 DE 1/2" CON CONEXIONES ROSCADAS	2
20	UNIÓN UNIVERSAL DE 1/2"	3
21	TRAMPA TERMODINÁMICA TD [illegible] DE 1/2"	1
22	REDUCCIÓN MACHO 1" A HEMBRA 1/2"	2
23	REDUCCIÓN MACHO 1" A HEMBRA 3/8"	2

ICL

REV.	ZON	FECHA	NOMBRE	CH	FECHA	NOMBRE
00				[illegible]	[illegible]	[illegible]

FIRMA DIMENSIÓN

ESCALA: 1:10

ARCHIVO: [illegible]

DISEÑO: [illegible]

DIBUJO: [illegible]

FECHA 1: [illegible]

FECHA 2: [illegible]

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR DIRECTAMENTE

UNIDAD: [illegible]

TÍTULO: ELEMENTOS QUE CONTIENE CADA LINEA DE ALIMENTACION DE VAPOR A SERPENTIN

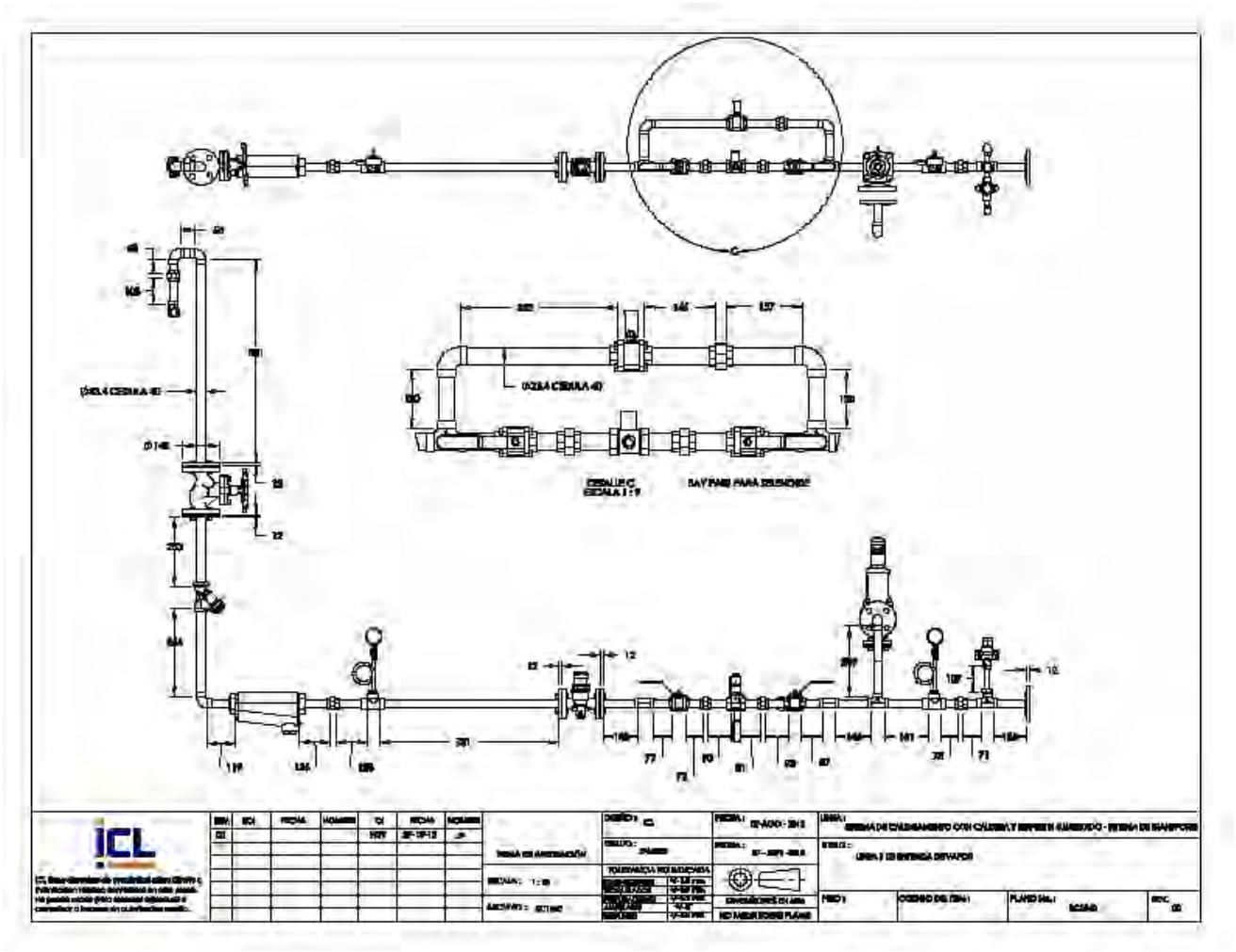
TIPO:

CÓDIGO DEL DIBUJO:

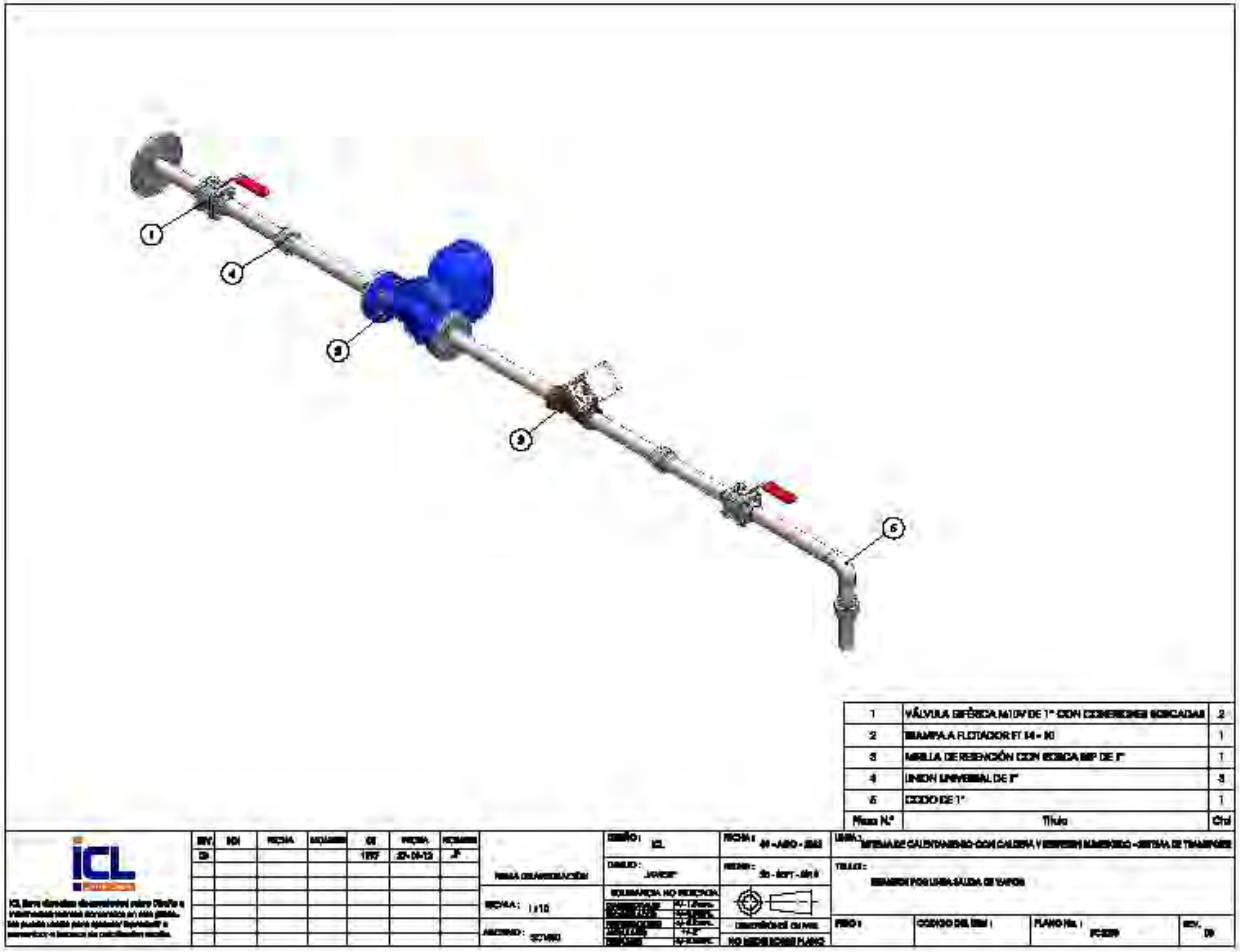
PLANO Nº: [illegible]

REV. 00

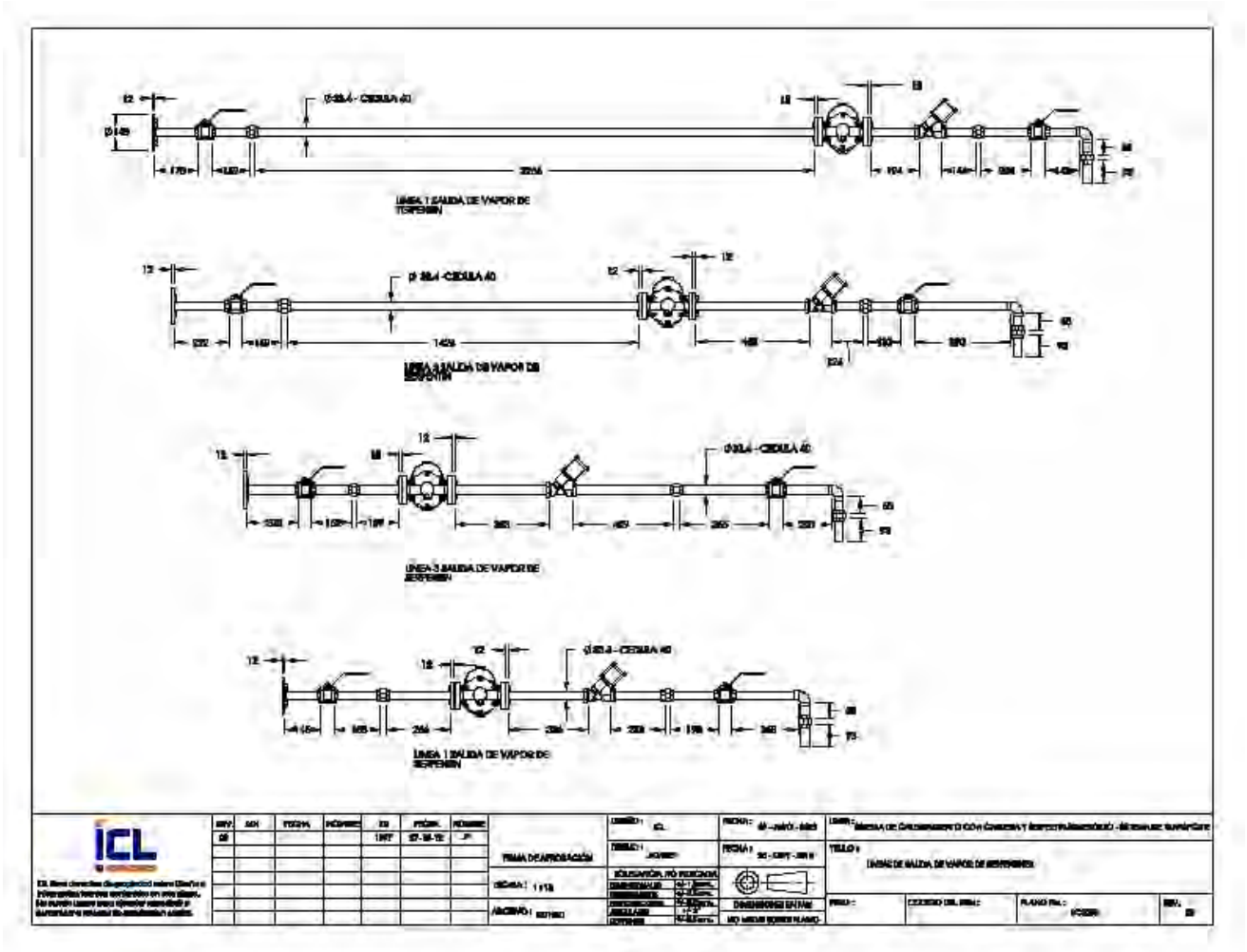
Anexo D-4: Medidas generales de una de las líneas de alimentación de vapor a serpentín del SC con caldera



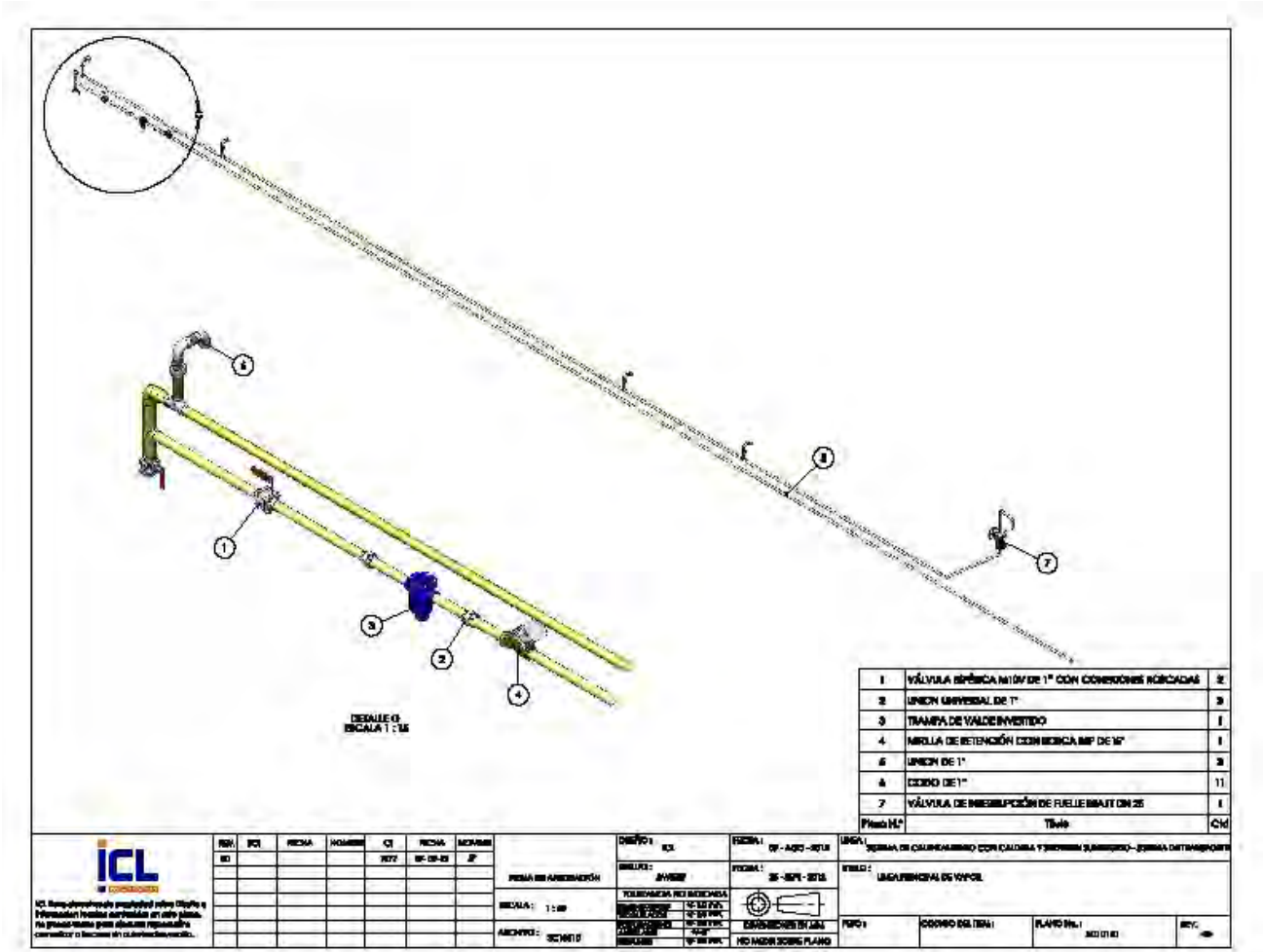
Anexo D-5: Elementos por línea de salida de vapor del SC con caldera



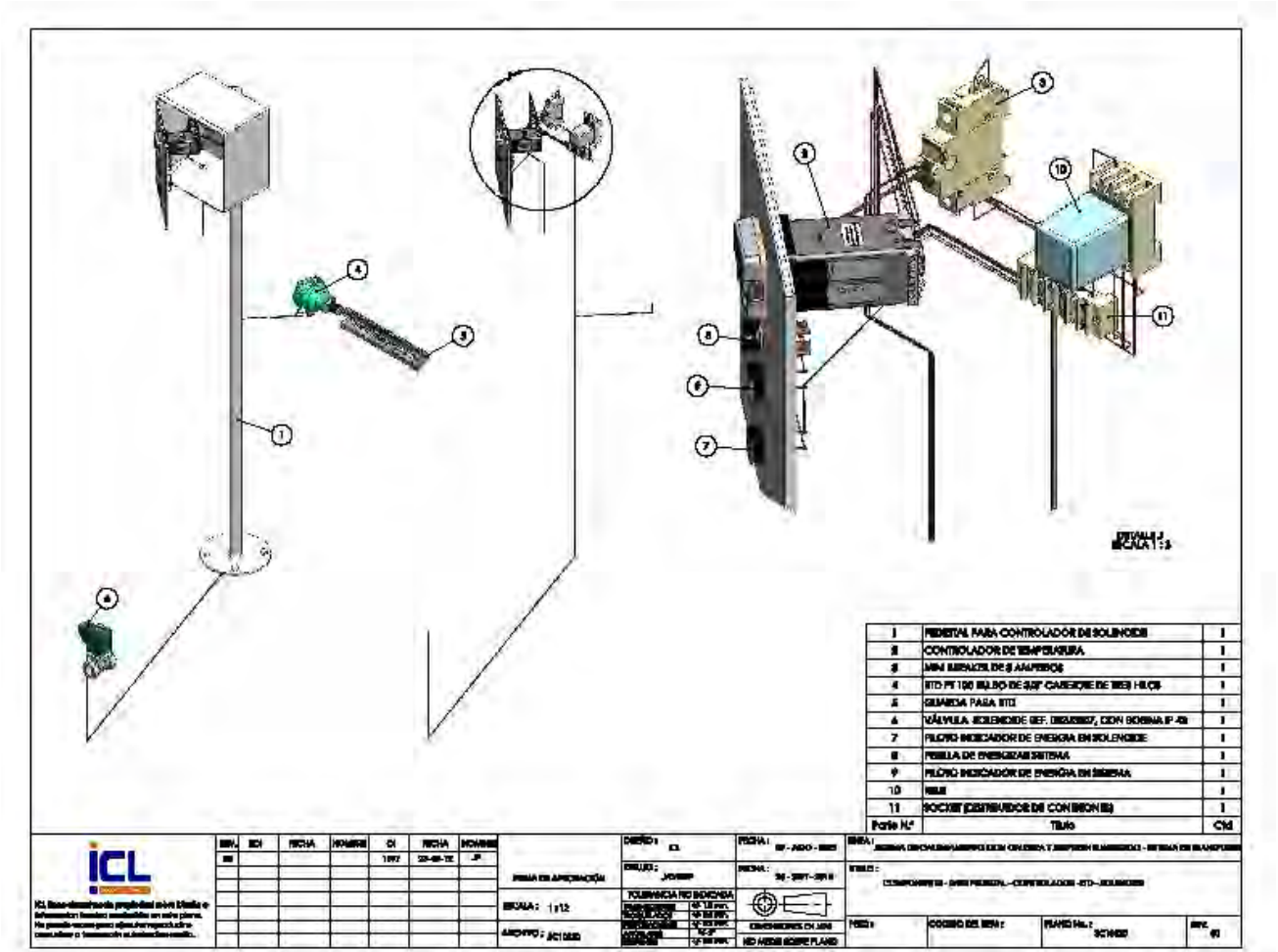
Anexo D-6: Líneas de salida de vapor del SC con caldera



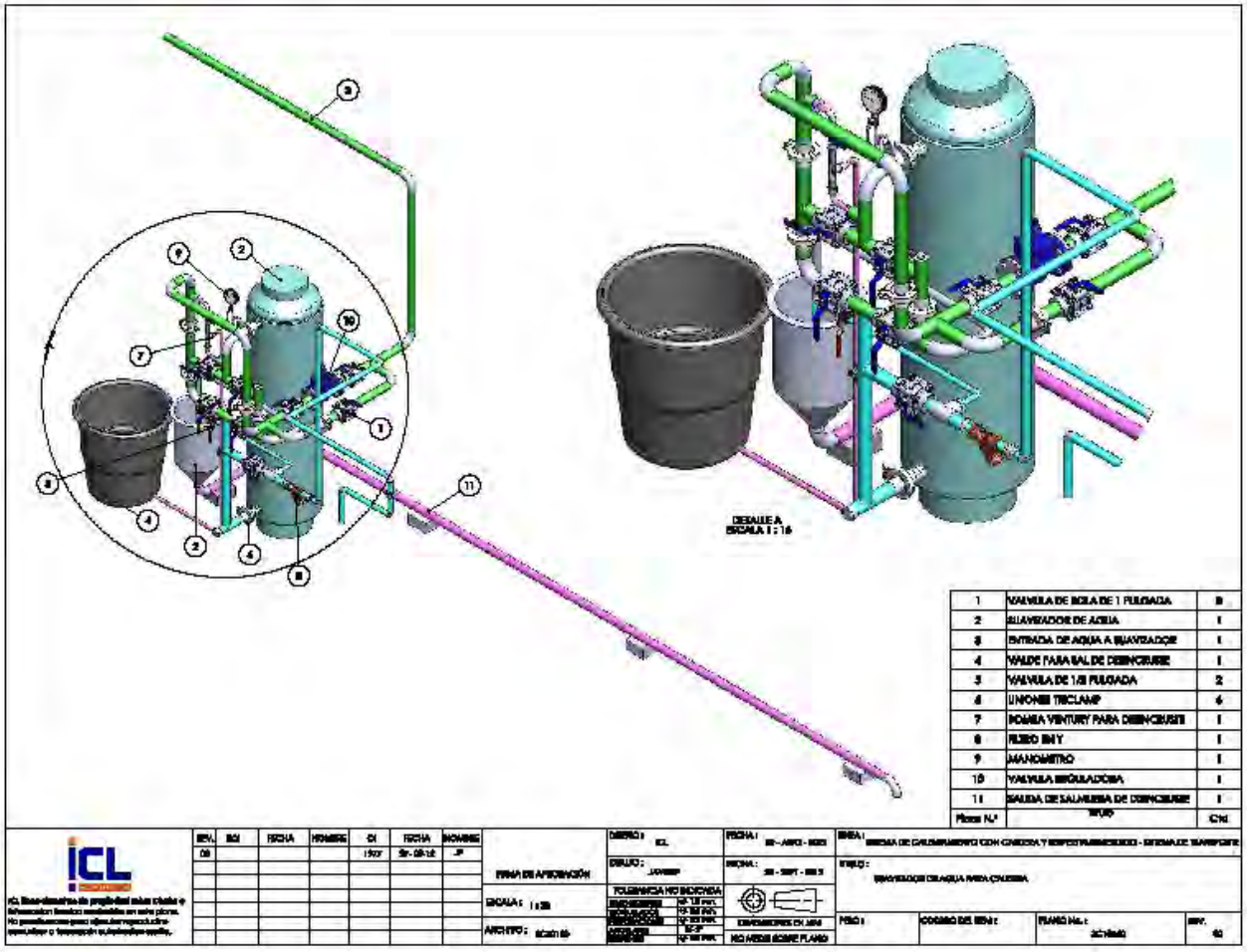
Anexo D-7: Línea principal de vapor del SC con caldera



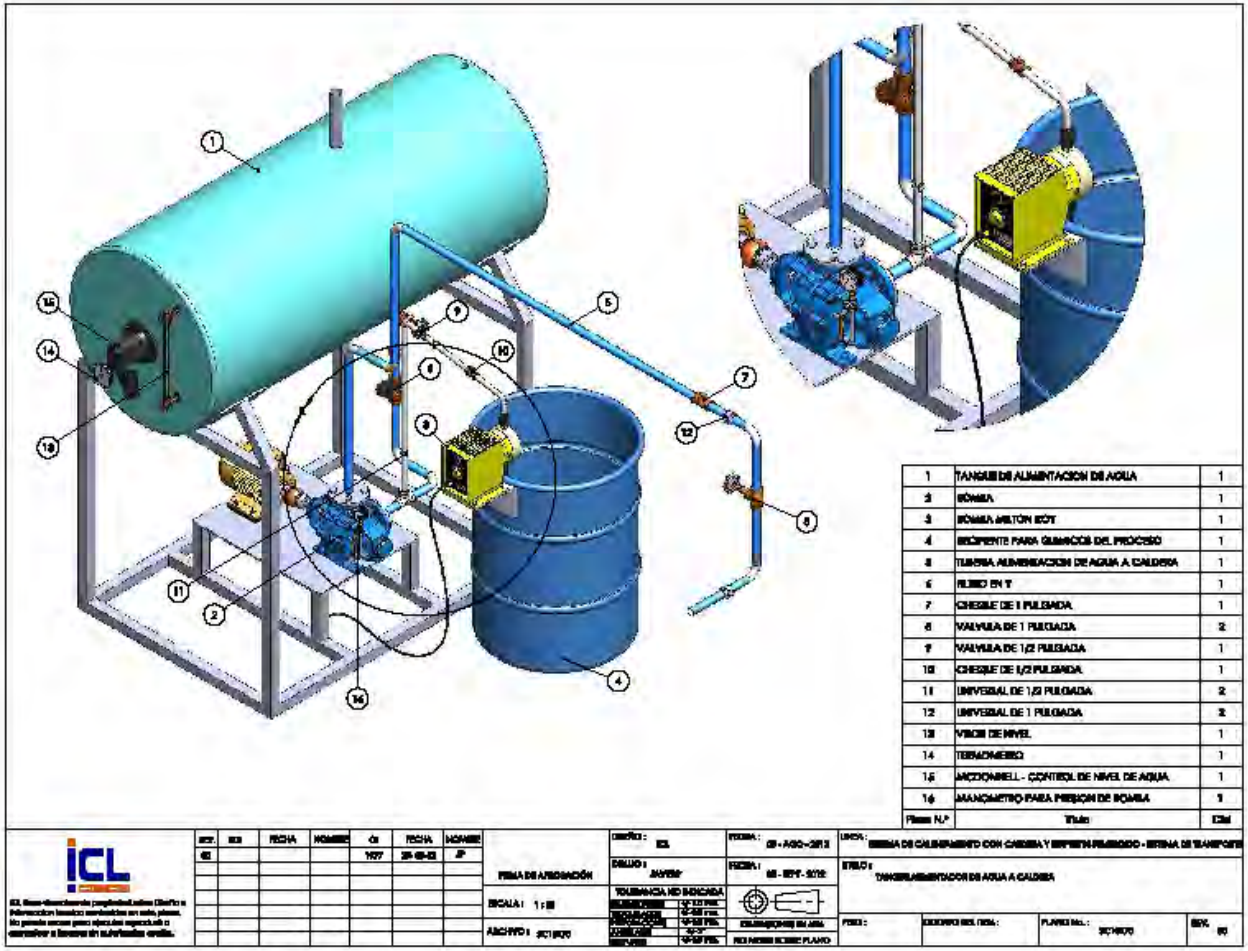
Anexo D-8: Sistema de control del SC con caldera



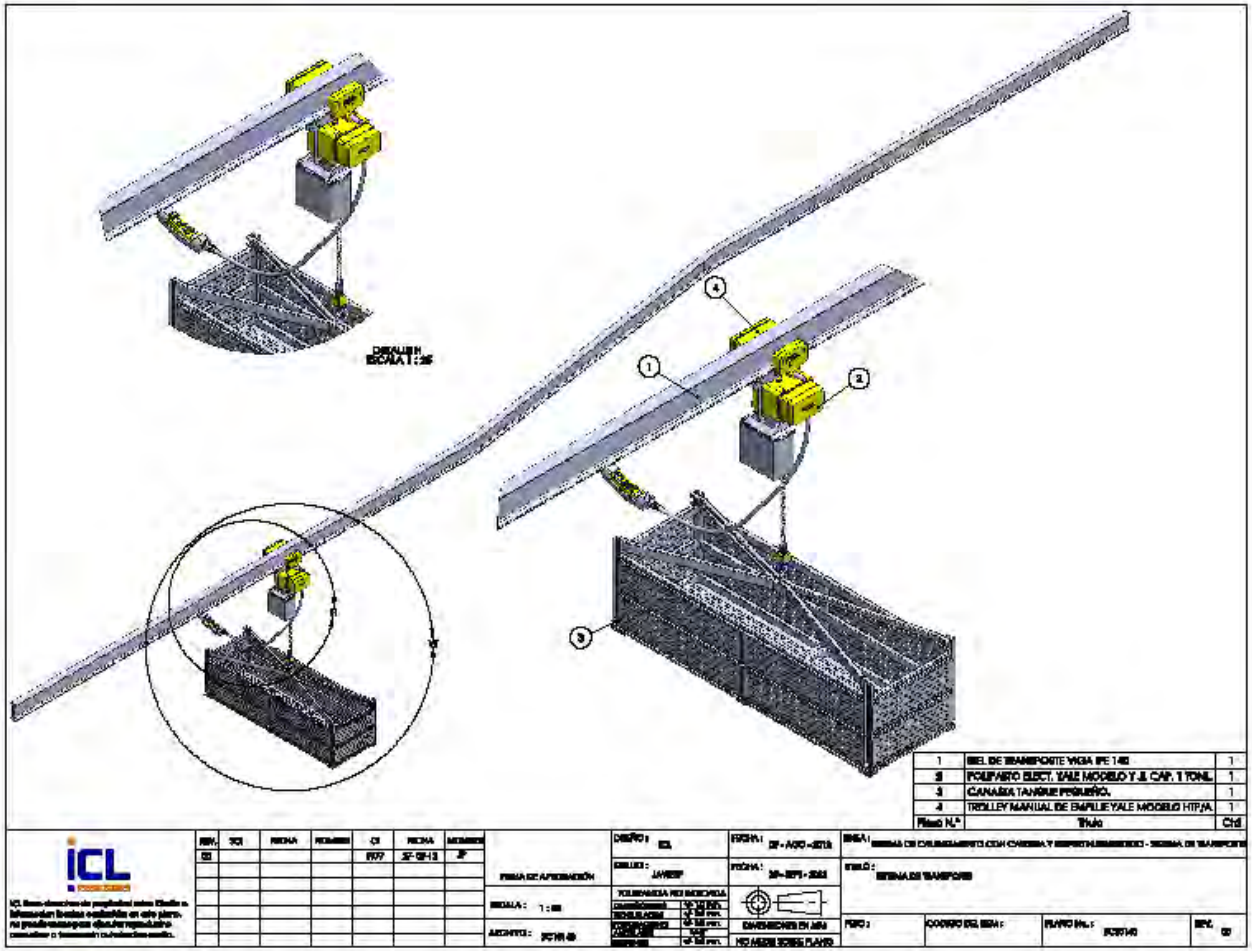
Anexo D-9: Suavizador del SC con caldera



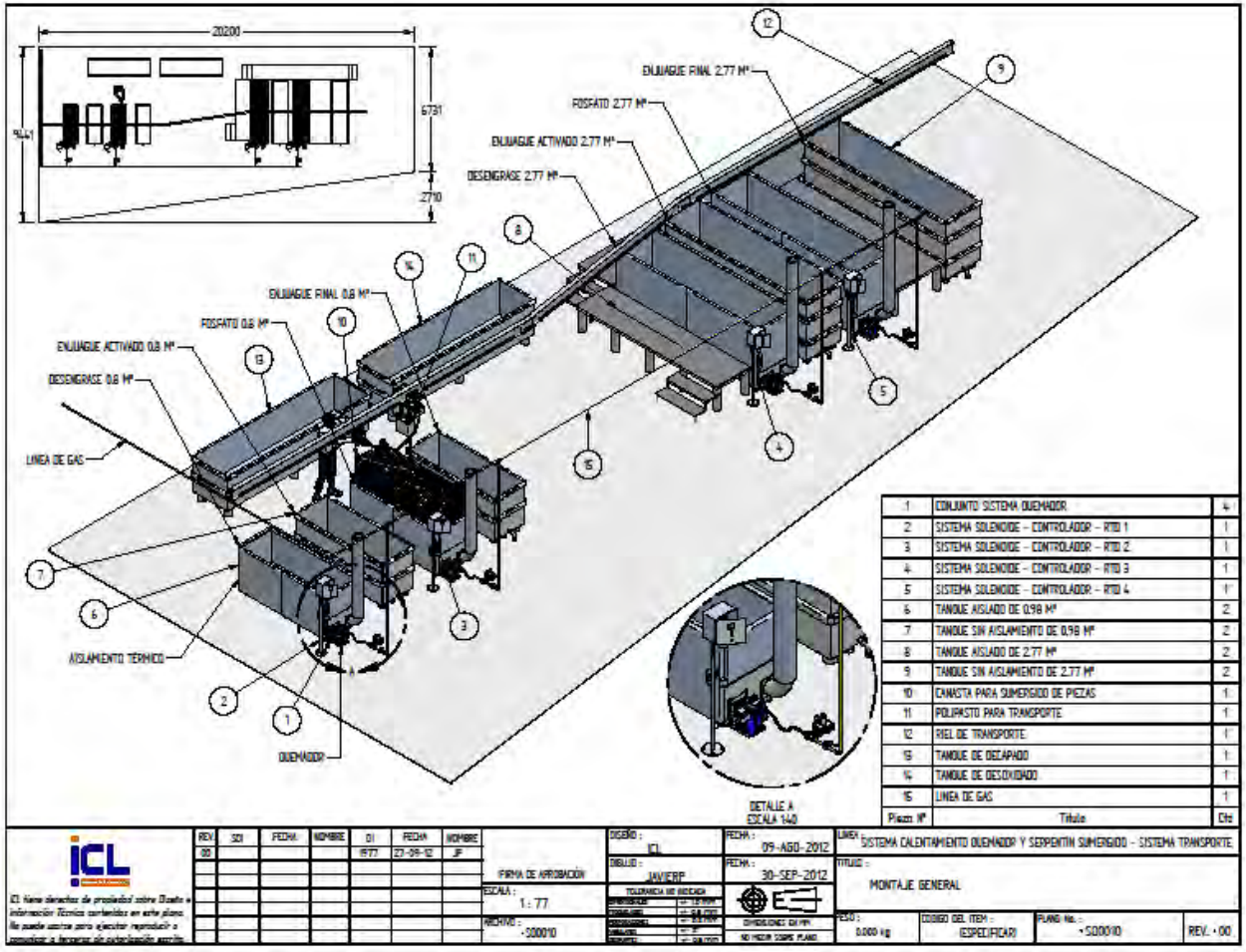
Anexo D-10: Tanque de alimentación del SC con caldera



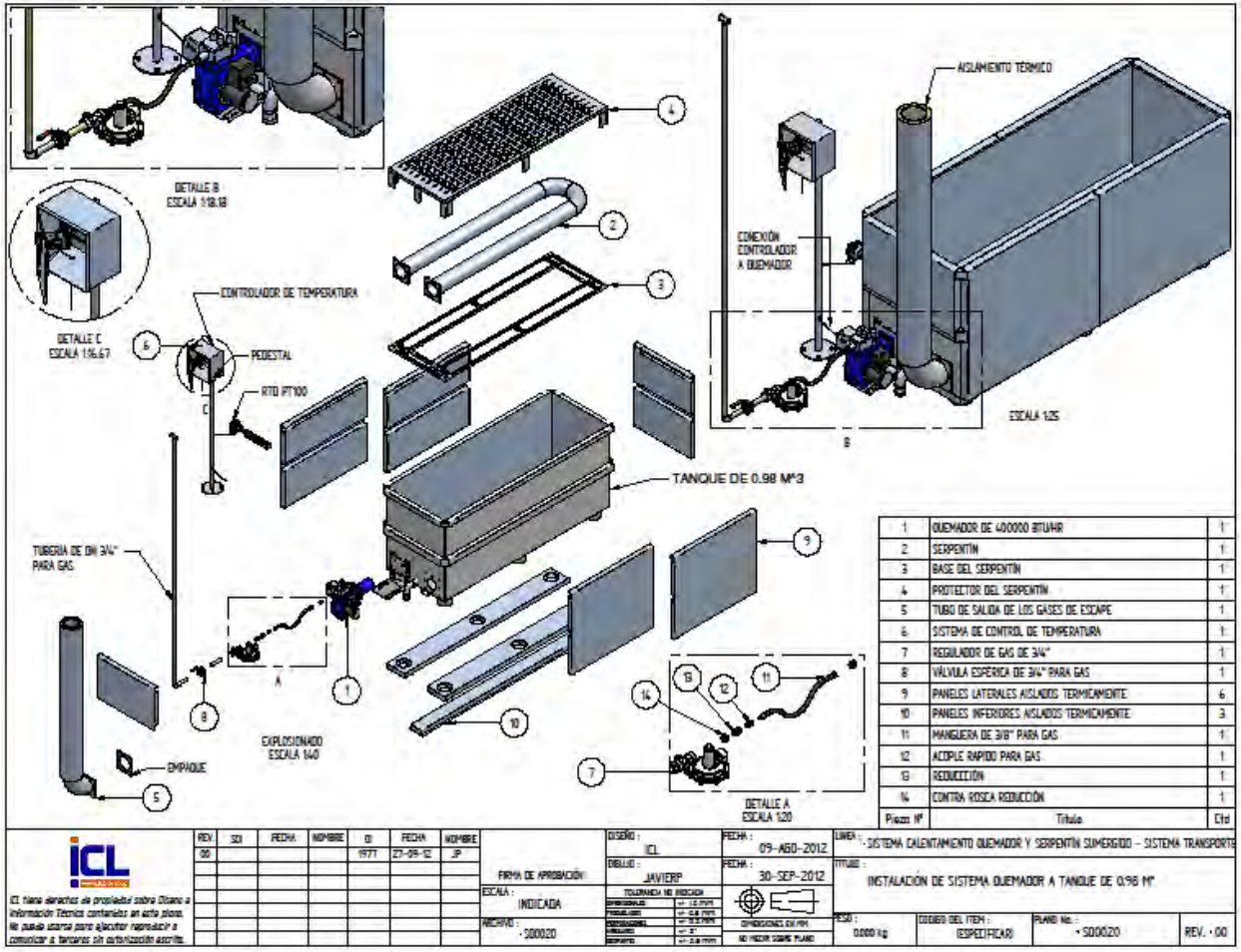
Anexo D-11: Sistema de transporte



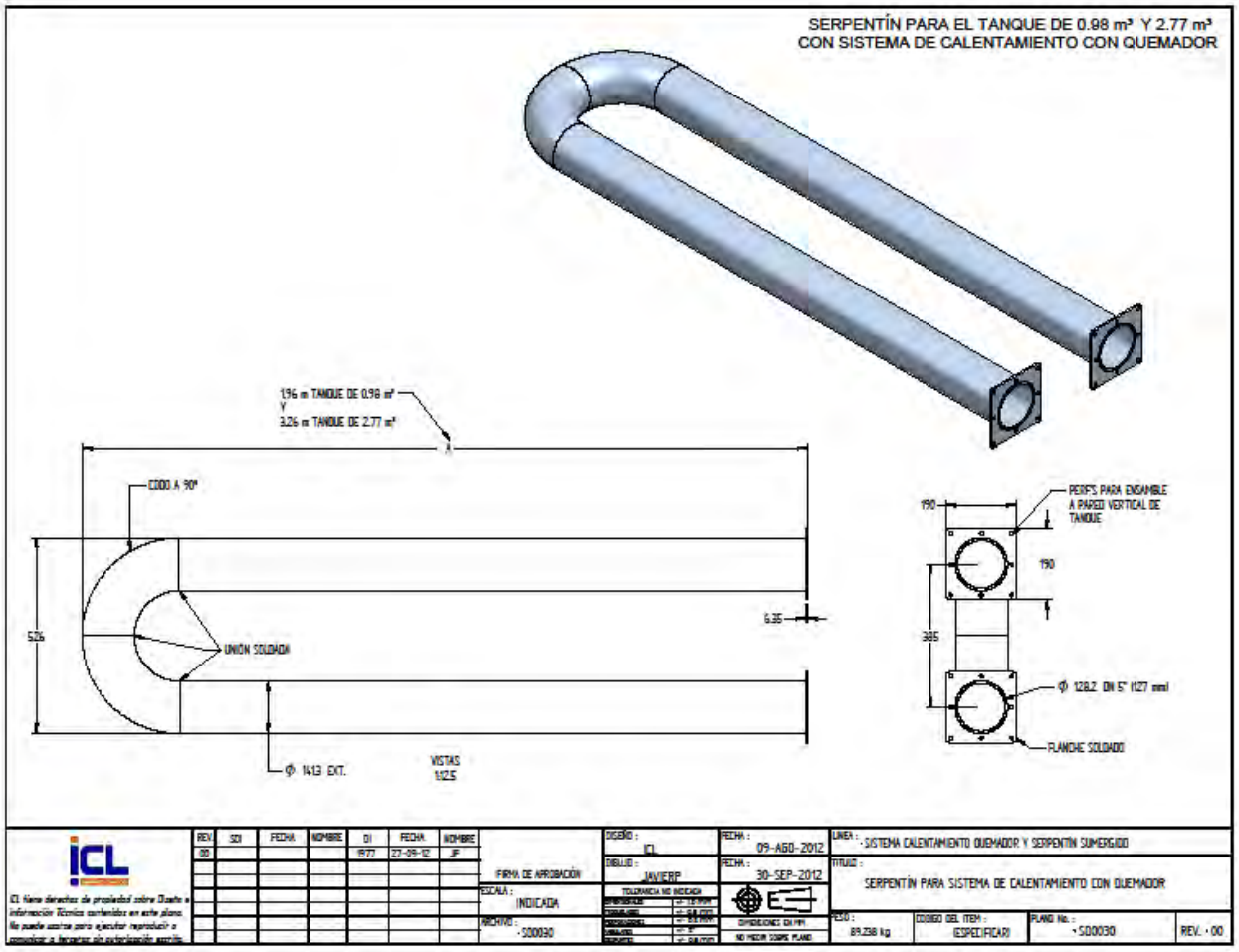
Anexo D-12: Montaje general del SC con quemador y el Sistema de transporte



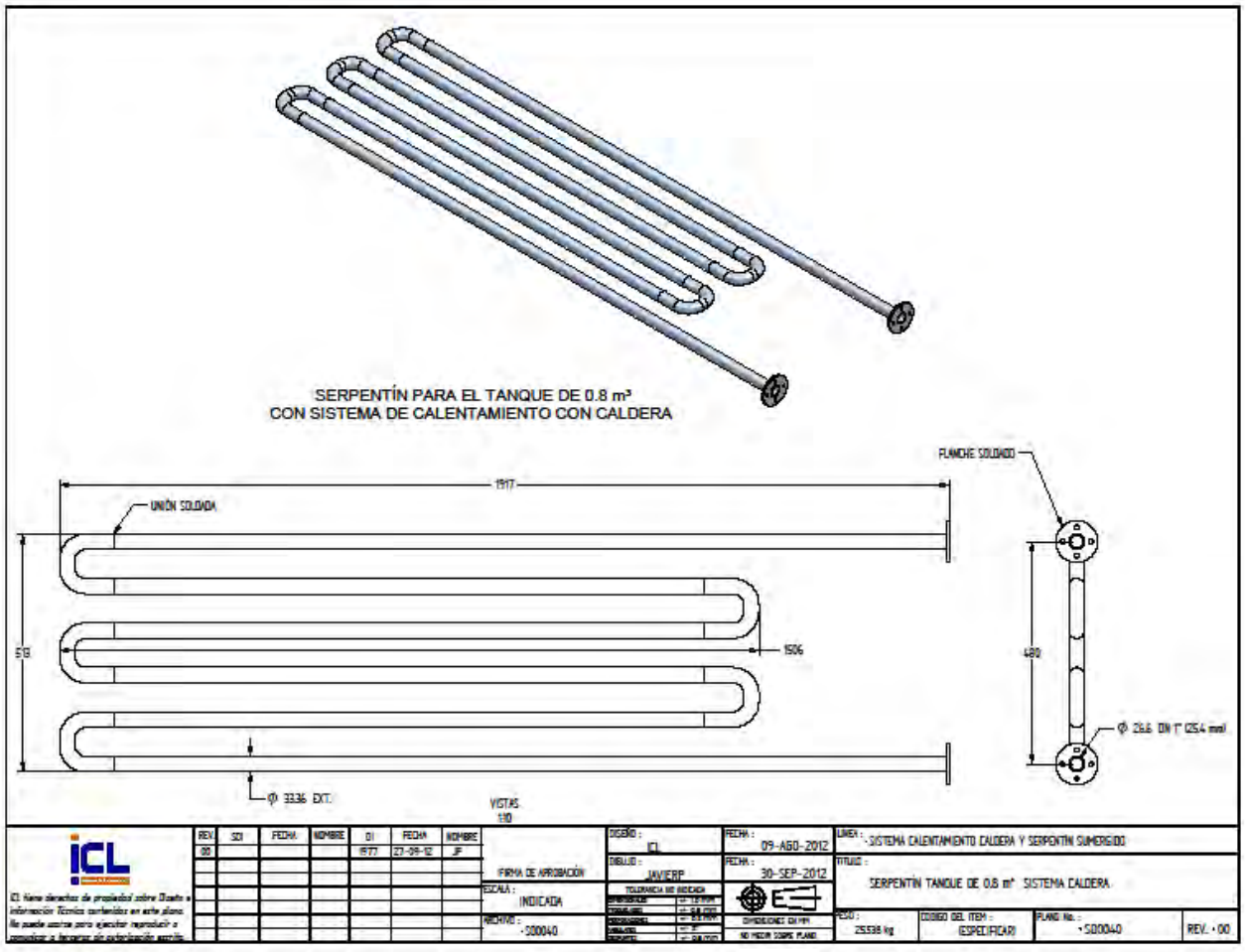
Anexo D-13: Instalación del sistema quemador al tanque del SC con quemador



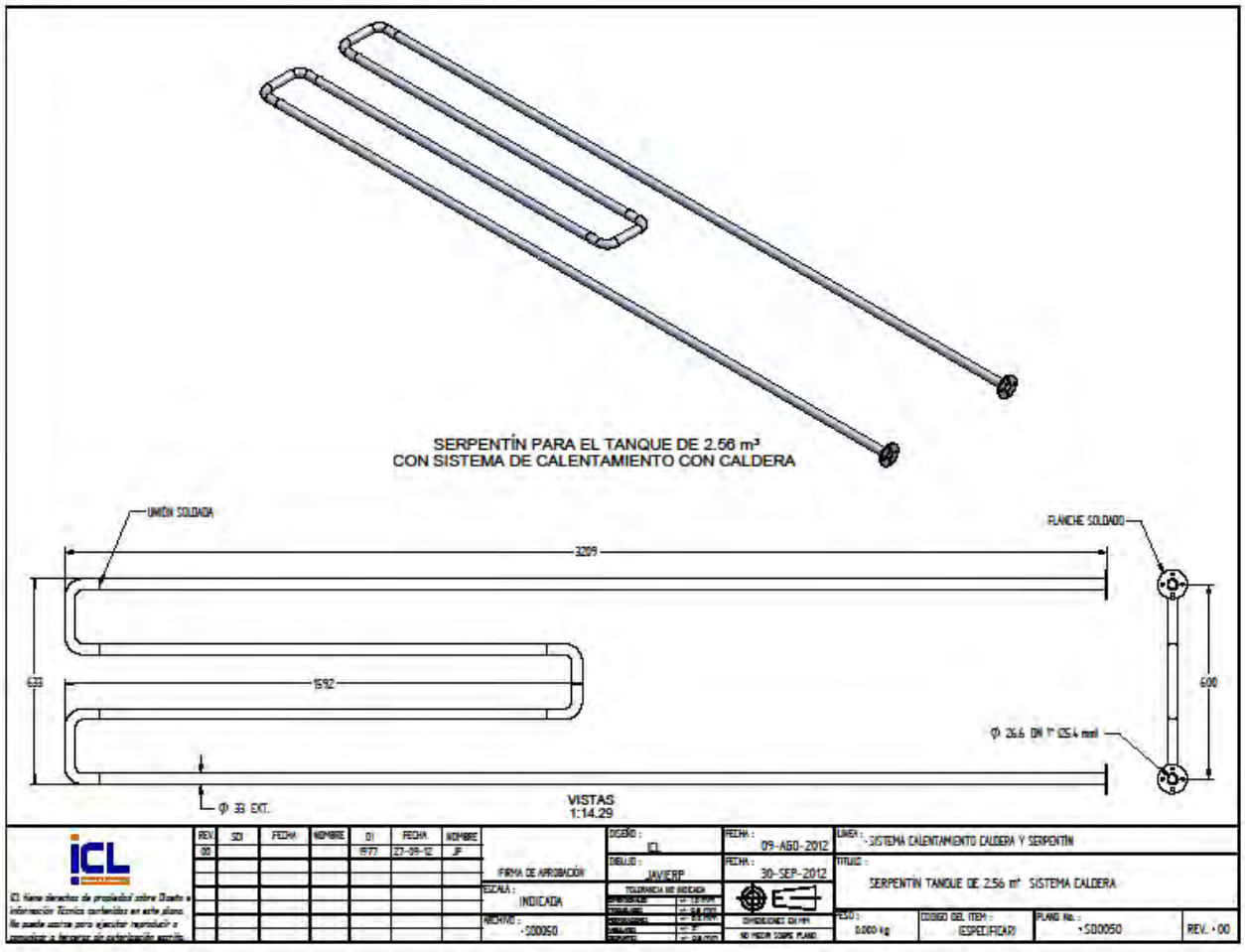
Anexo D-14: Serpentín del SC con quemador



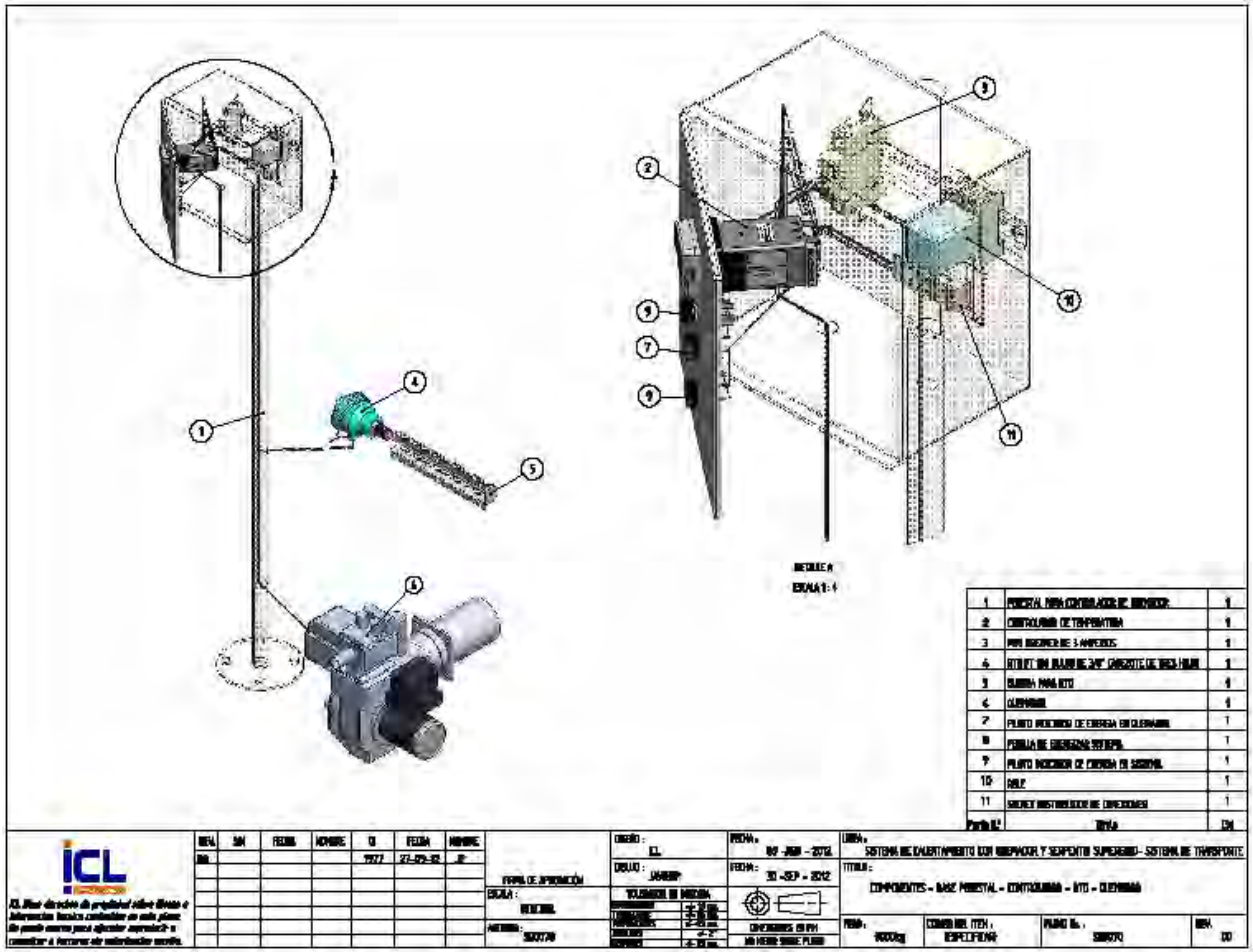
Anexo D-15: Serpentín del tanque de 0.8 m³ del SC con caldera



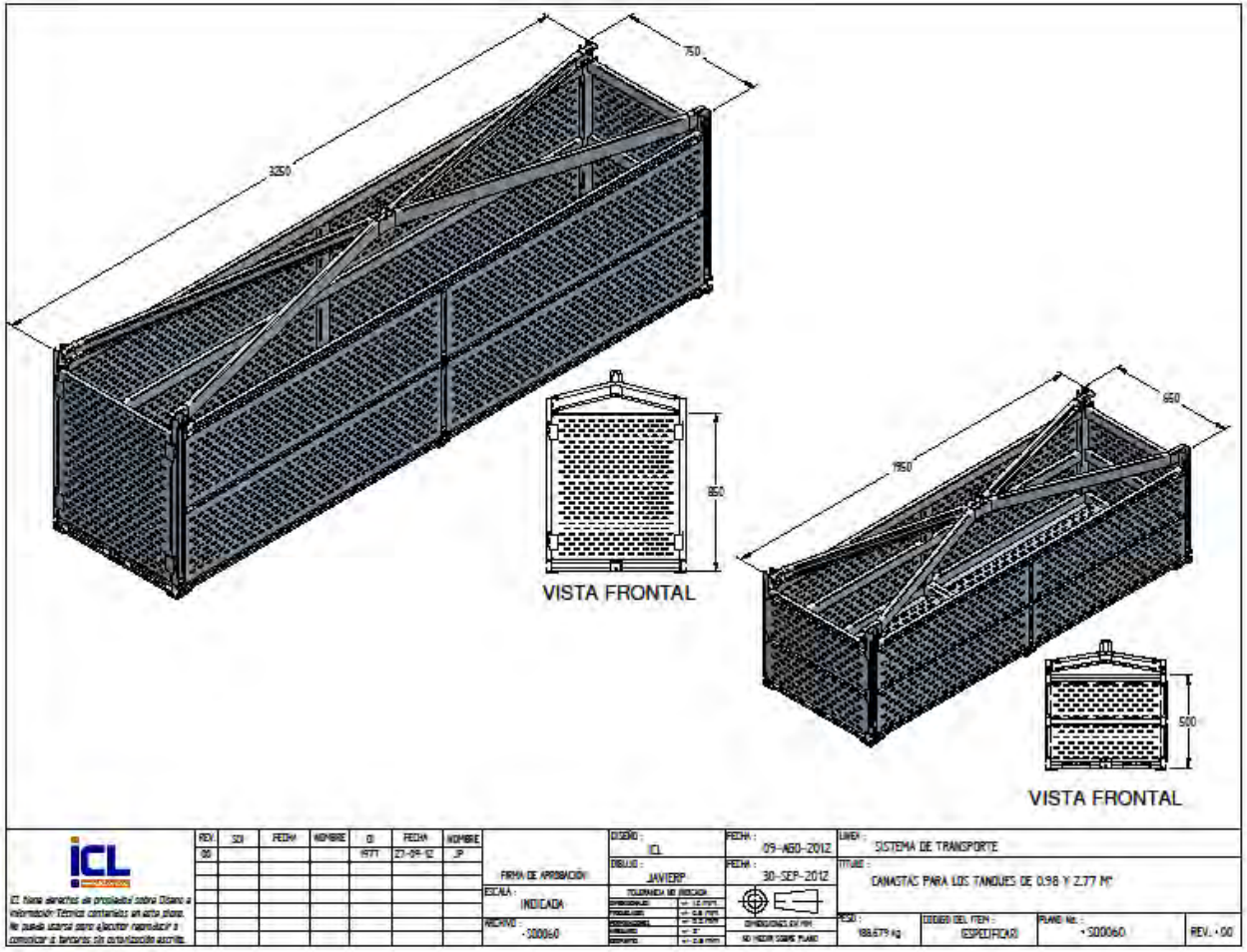
Anexo D-16: Serpentín del tanque de 2.56 m³ del SC con caldera



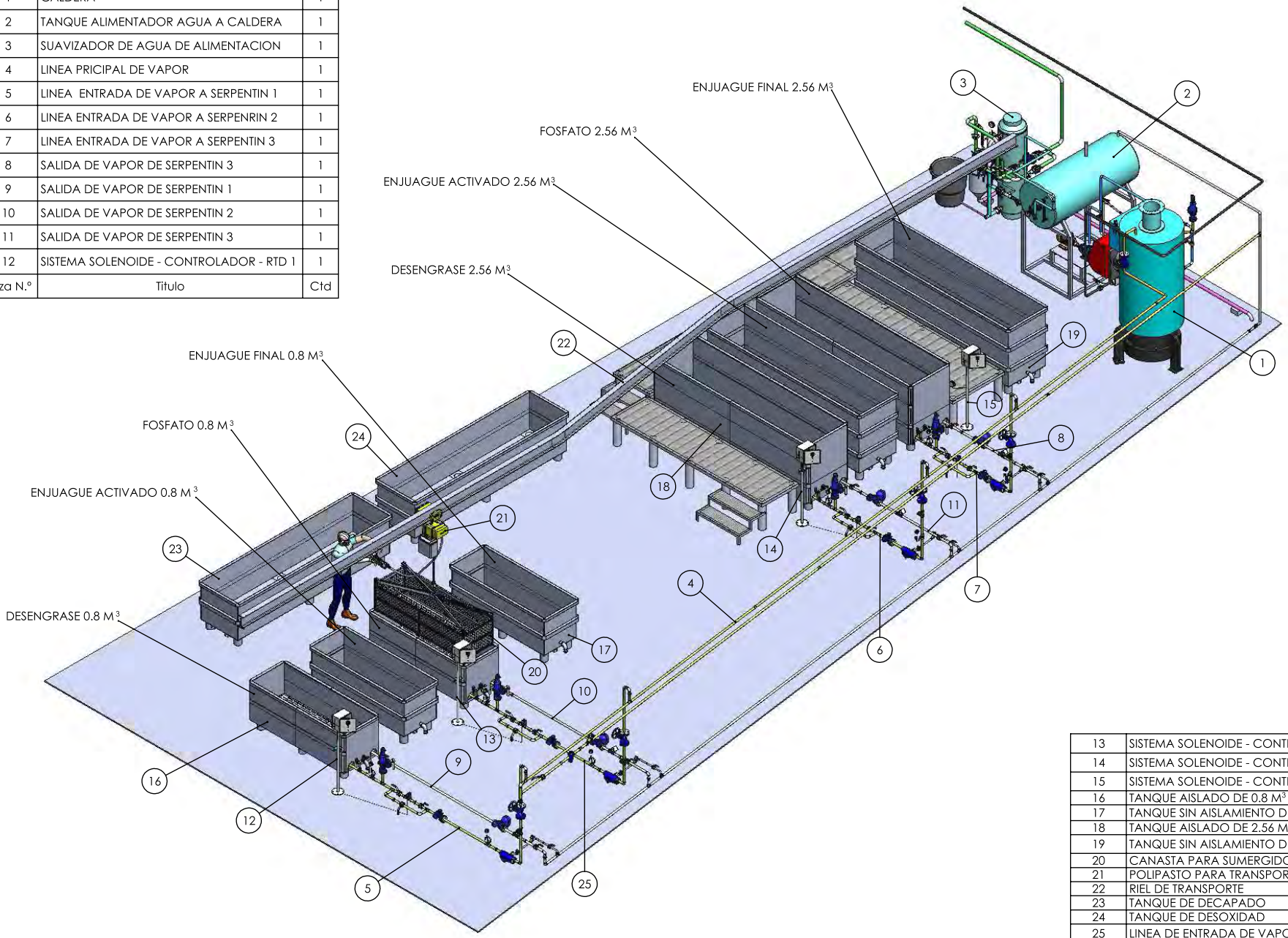
Anexo D-17: Sistema de control del SC con quemador



Anexo D-18: Canastas para el sistema de transporte del proceso de preparación



Pieza N.º	Titulo	Ctd
1	CALDERA	1
2	TANQUE ALIMENTADOR AGUA A CALDERA	1
3	SUAVIZADOR DE AGUA DE ALIMENTACION	1
4	LINEA PRICIPAL DE VAPOR	1
5	LINEA ENTRADA DE VAPOR A SERPENTIN 1	1
6	LINEA ENTRADA DE VAPOR A SERPENRIN 2	1
7	LINEA ENTRADA DE VAPOR A SERPENTIN 3	1
8	SALIDA DE VAPOR DE SERPENTIN 3	1
9	SALIDA DE VAPOR DE SERPENTIN 1	1
10	SALIDA DE VAPOR DE SERPENTIN 2	1
11	SALIDA DE VAPOR DE SERPENTIN 3	1
12	SISTEMA SOLENOIDE - CONTROLADOR - RTD 1	1



Pieza N.º	Titulo	Ctd
13	SISTEMA SOLENOIDE - CONTROLADOR - RTD 2	1
14	SISTEMA SOLENOIDE - CONTROLADOR - RTD 3	1
15	SISTEMA SOLENOIDE - CONTROLADOR - RTD 1	1
16	TANQUE AISLADO DE 0.8 M^3	2
17	TANQUE SIN AISLAMIENTO DE 0.8 M^3	2
18	TANQUE AISLADO DE 2.56 M^3	2
19	TANQUE SIN AISLAMIENTO DE 2.56 M^3	2
20	CANASTA PARA SUMERGIDO DE PIEZAS	1
21	POLIPASTO PARA TRANSPORTE	1
22	RIEL DE TRANSPORTE	1
23	TANQUE DE DECAPADO	1
24	TANQUE DE DESOXIDAD	1
25	LINEA DE ENTRADA DE VAPOR A SERPENTIN 2	1

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 85

ARCHIVO : SC1010

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09 - AGO - 2012

FECHA : 25 - SEPT - 2012

DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

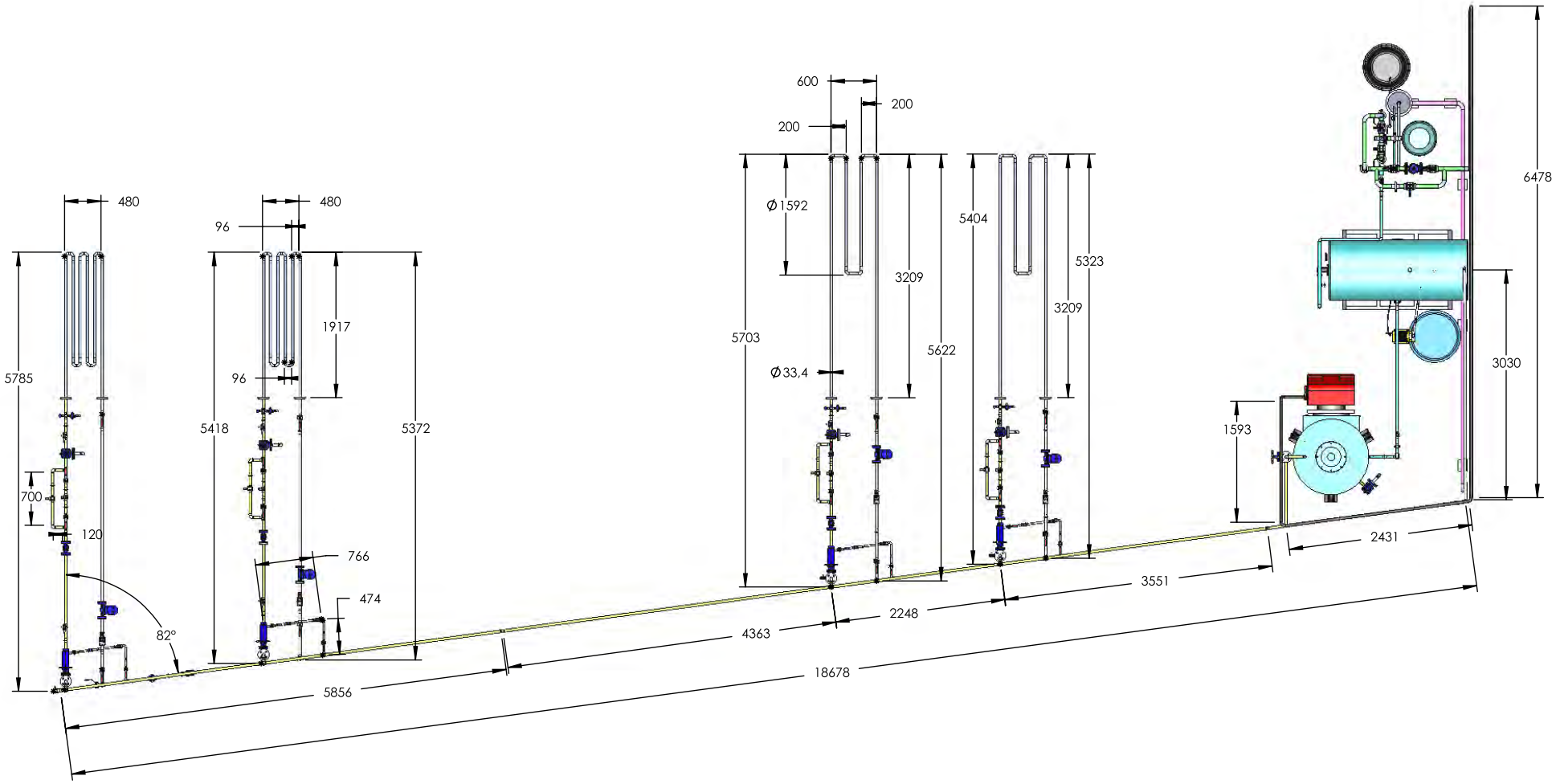
TITULO : MONTAJE GENERAL

PESO :

CODIGO DEL ITEM :

PLANO No. : SC1010

REV. 00



ICL tiene derechos de propiedad sobre Diseño e informacion tecnica contenidos en este plano. No puede usarse para ejecutar reproducir o comunicar a terceros sin autorizacion escrita.

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 80

ARCHIVO : SC1020

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA	
DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09-AGO - 2012

FECHA : 27 - SEPT -2012

DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

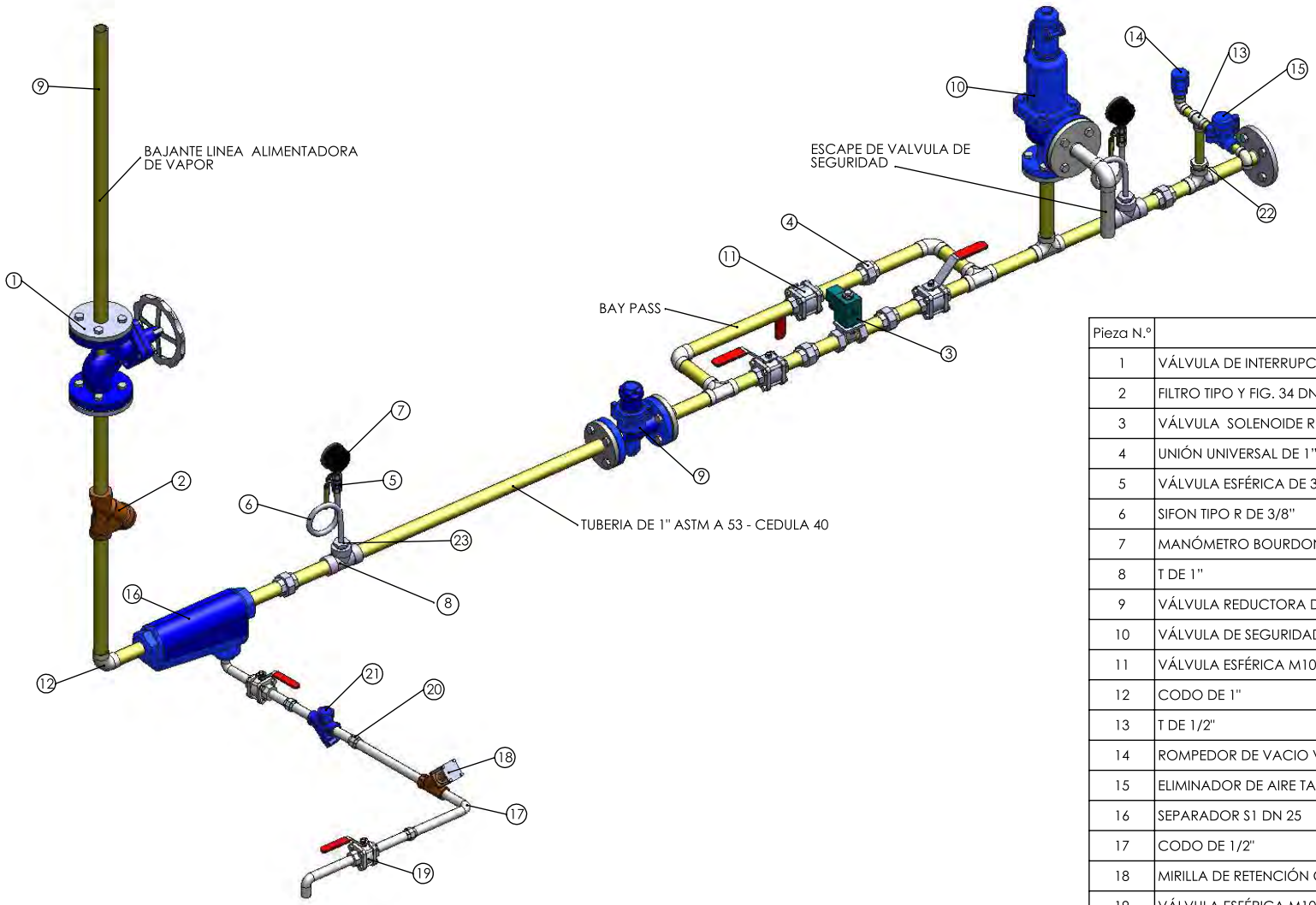
TITULO : MEDIDAS GENERALES DEL MONTAJE

PESO :

CODIGO DEL ITEM :

PLANO No. : SC1020

REV. 00



Pieza N.º	Titulo	Ctd
1	VÁLVULA DE INTERRUPCIÓN DE FUELLE BSA1T DN 25	1
2	FILTRO TIPO Y FIG. 34 DN 25 CON TAPA ROSCADA	1
3	VÁLVULA SOLENOIDE REF. 032U3807, CON BOBINA IP 43	1
4	UNIÓN UNIVERSAL DE 1"	6
5	VÁLVULA ESFÉRICA DE 3/8"	2
6	SIFON TIPO R DE 3/8"	2
7	MANÓMETRO BOURDON DE CAJA FELOLICA 4-1/2" (0 A 300 PSI)	2
8	T DE 1"	2
9	VÁLVULA REDUCTORA DE PRESIÓN DN 25 BRV2S, (3.5 A 8.6 BAR G)	1
10	VÁLVULA DE SEGURIDAD SV604AS DN25, CALIBRADA A 9 BAR A	1
11	VÁLVULA ESFÉRICA M10V DE 1" CON CONEXIONES ROSCADAS	3
12	CODO DE 1"	3
13	T DE 1/2"	1
14	ROMPEDOR DE VACIO VB14 DE ½"	1
15	ELIMINADOR DE AIRE TA125 CON ROSCA DE ¾" BSP	1
16	SEPARADOR S1 DN 25	1
17	CODO DE 1/2"	1
18	MIRILLA DE RETENCIÓN CON ROSCA BSP DE ½"	1
19	VÁLVULA ESFÉRICA M10V DE ½" CON CONEXIONES ROSCADAS	2
20	UNIÓN UNIVERSAL DE ½"	3
21	TRAMPA TERMODINÁMICA TD42L DE 1/2"	1
22	REDUCCIÓN MACHO 1" A HEMBRA 1/2"	2
23	REDUCCIÓN MACHO 1" A HEMBRA 3/8"	2

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 15

ARCHIVO : SC1030

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09-AGO - 2012

FECHA : 27 - SEPT -2012

DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

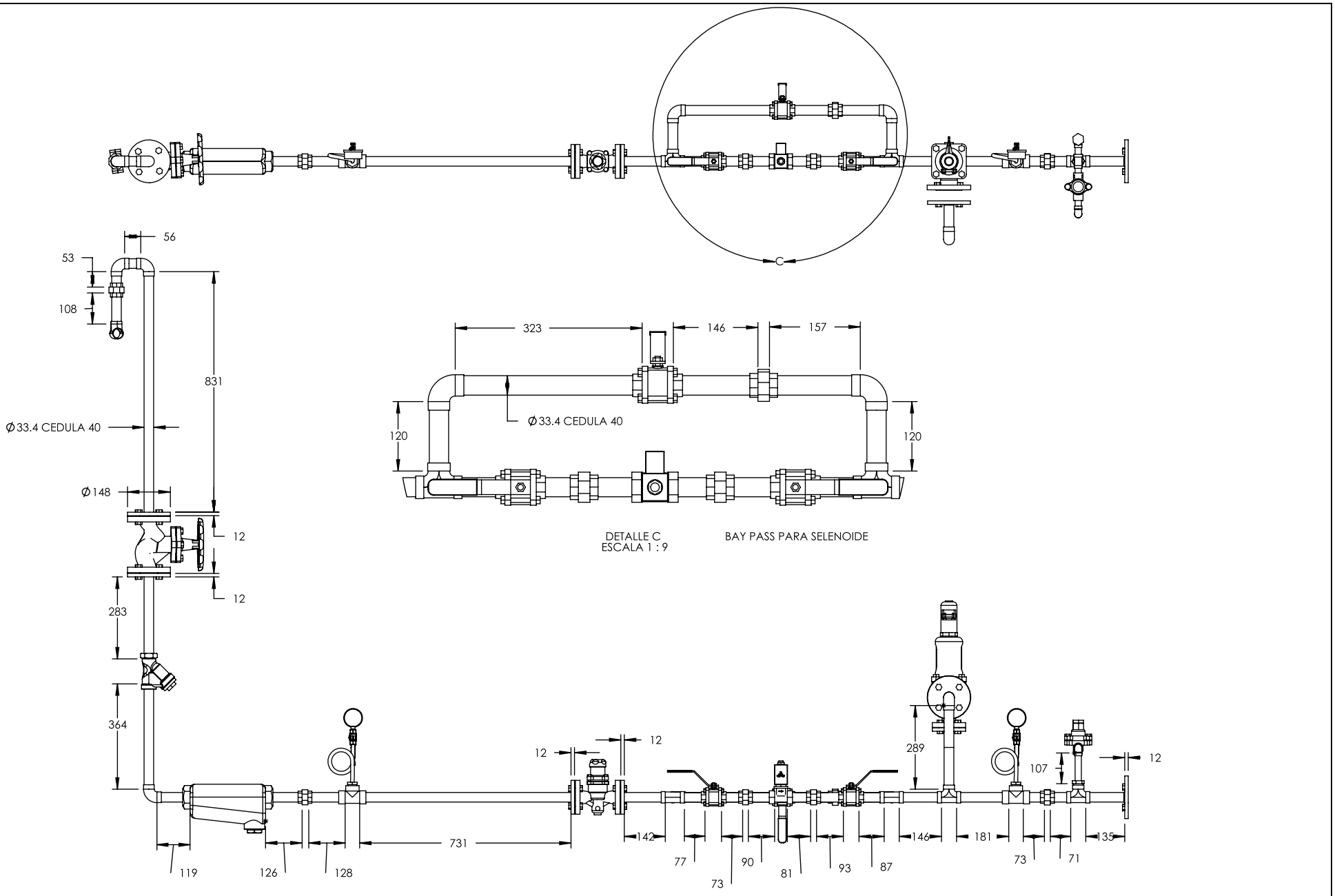
TITULO : ELEMENTOS QUE CONTIENE CADA LINEA DE ALIMENTACION DE VAPOR A SERPENTIN

PESO :

CODIGO DEL ITEM :

PLANO No. : SC1030

REV. 00



ICL tiene derechos de propiedad sobre Diseño e informacion tecnica contenidos en este plano. No puede usarse para ejecutar reproducir o comunicar a terceros sin autorizacion escrita.

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 18

ARCHIVO : SC1040

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09-AGO - 2012

FECHA : 27 - SEPT -2012

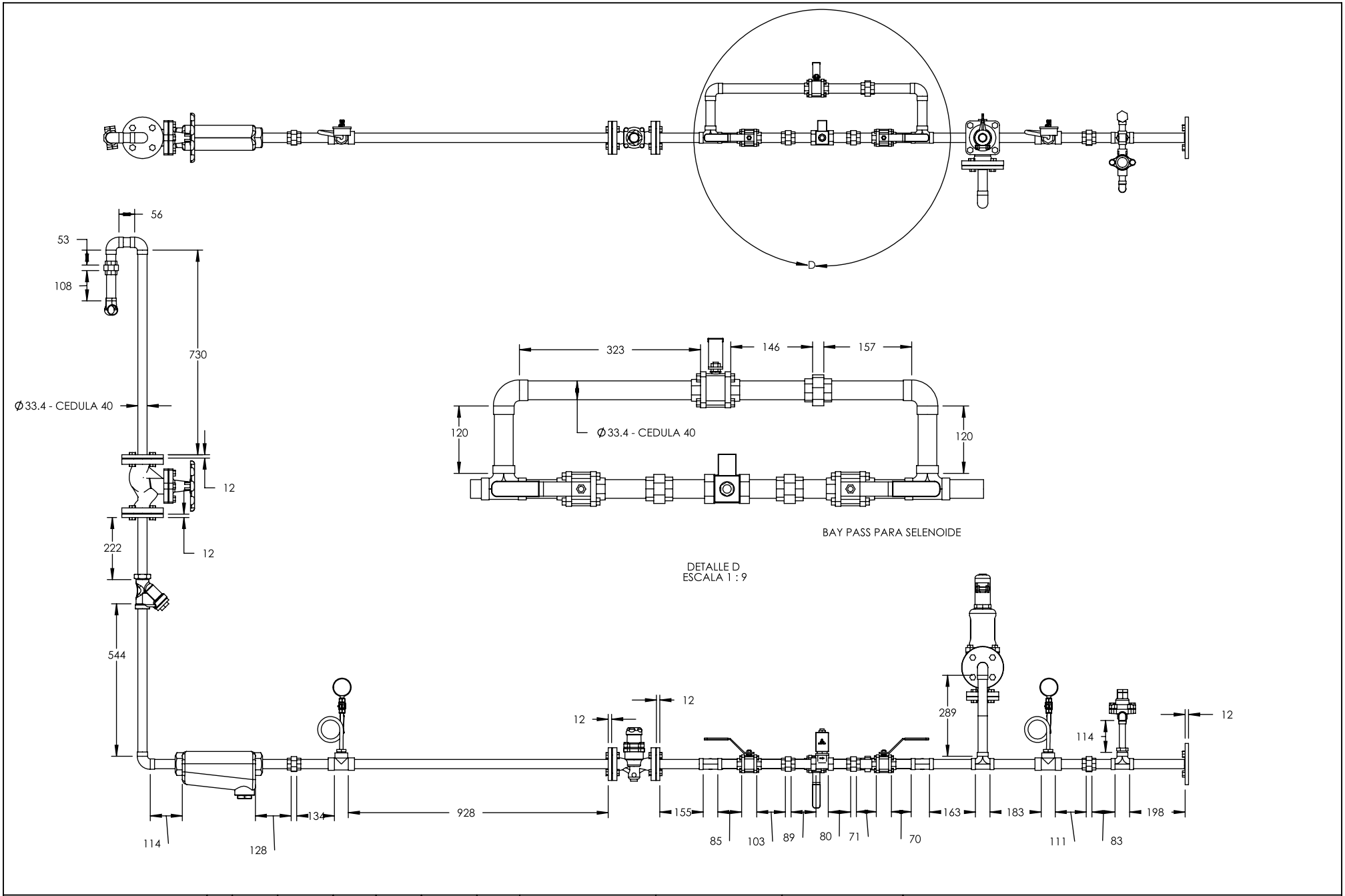
DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

TITULO : LINEA 1 DE ENTRADA DE VAPOR

PESO :	CODIGO DEL ITEM :	PLANO No. :	REV.
		SC1040	00



REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 18

ARCHIVO : SC1050

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09 - AGO - 2012

FECHA : 25 - SEPT - 2012

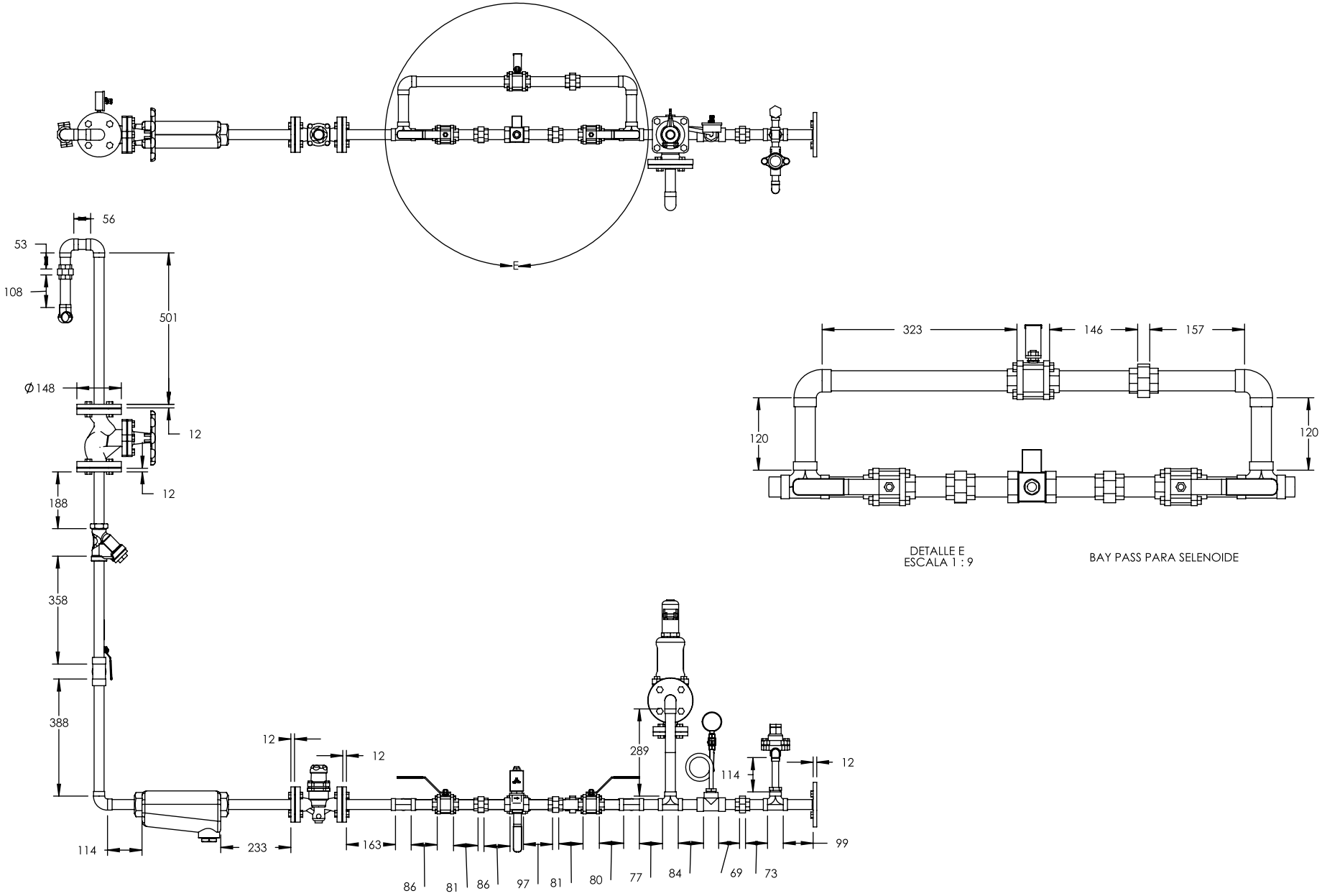
DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

TITULO : LINEA 2 ENTRADA DE VAPOR

PESO :	CODIGO DEL ITEM :	PLANO No. :	REV.
		SC1050	00



ICL tiene derechos de propiedad sobre Diseño e informacion tecnica contenidos en este plano. No puede usarse para ejecutar reproducir o comunicar a terceros sin autorizacion escrita.

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 18

ARCHIVO : SC1060

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09 - AGO - 2012

FECHA : 25 - SEPT - 2012

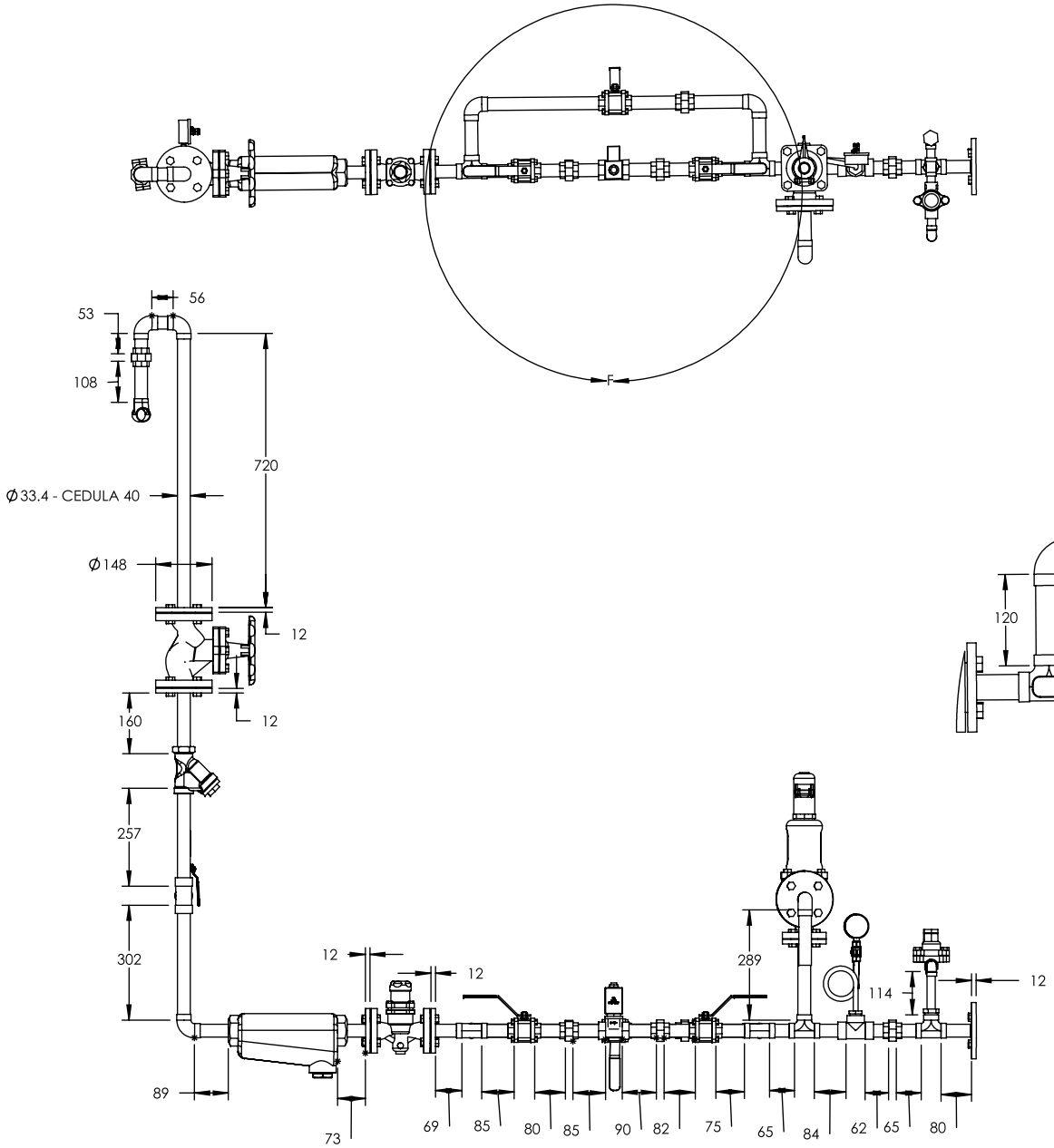
DIMENSIONES EN MM

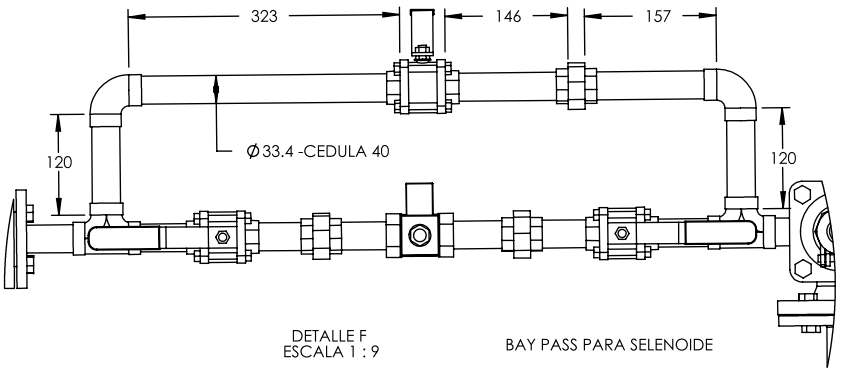
NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

TITULO : LINEA 3 ENTRADA DE VAPOR

PESO :	CODIGO DEL ITEM :	PLANO No. :	REV.
		SC1060	00

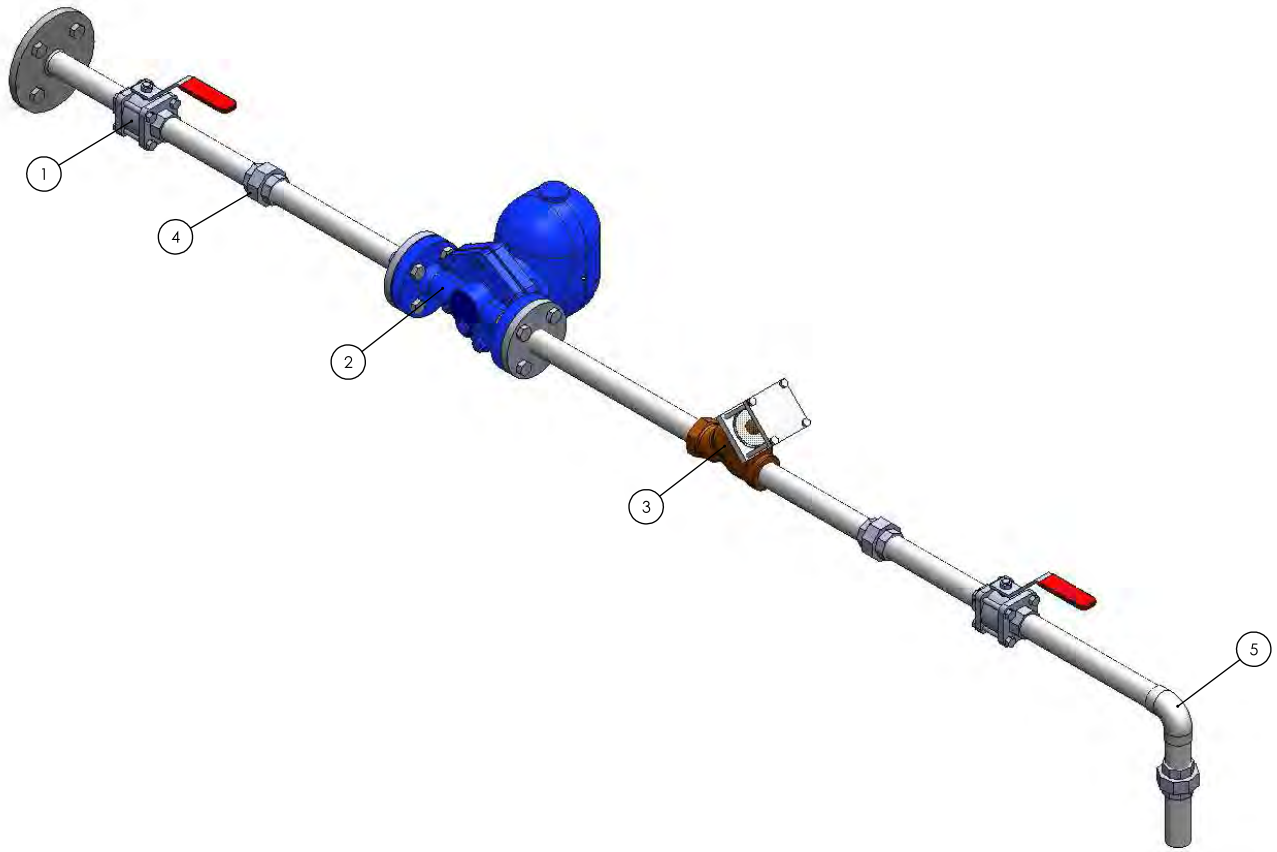




DETALLE F
ESCALA 1 : 9

BAY PASS PARA SELENOIDE

ICL www.icl.com.co	REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE	FIRMA DE APROBACIÓN	DISEÑO : ICL	FECHA : 09 - AGO - 2012	LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE			
	00				1977	27- 09-12	JP		DIBUJO : JAVIERP	FECHA : 25 - SEPT - 2012	TITULO : LINEA 4 ENTRADA DE VAPOR			
								ESCALA : 1 : 18	TOLERANCIA NO INDICADA					
									DIMENSIONALES +/- 1.0 mm.					
									TROQUELADOS +/- 0.5 mm.					
								ARCHIVO : SC1070	PERFORACIONES +/- 0.2 mm.	DIMENSIONES EN MM	PESO :	CODIGO DEL ITEM :	PLANO No. : SC1070	REV. 00
									ANGULARES +/- 2°					
									DESPUNTES +/- 0.5 mm.	NO MEDIR SOBRE PLANO				



Pieza N.º	Titulo	Ctd
1	VÁLVULA ESFÉRICA M10V DE 1" CON CONEXIONES ROSCADAS	2
2	TRAMPA A FLOTADOR FT 14 - 10	1
3	MIRILLA DE RETENCIÓN CON ROSCA BSP DE 1"	1
4	UNION UNIVERSAL DE 1"	3
5	CODO DE 1"	1

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 10

ARCHIVO : SC1080

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09 - AGO - 2012

FECHA : 25 - SEPT - 2012

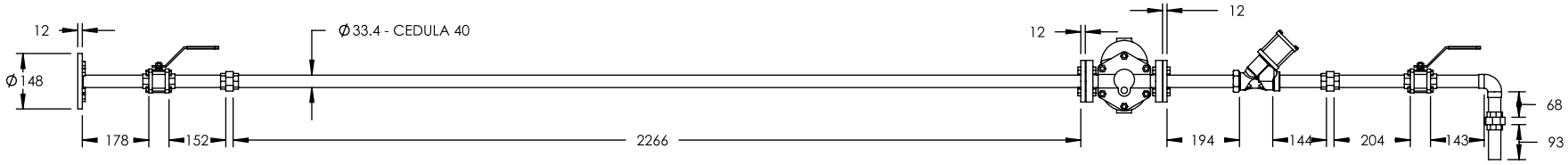
DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

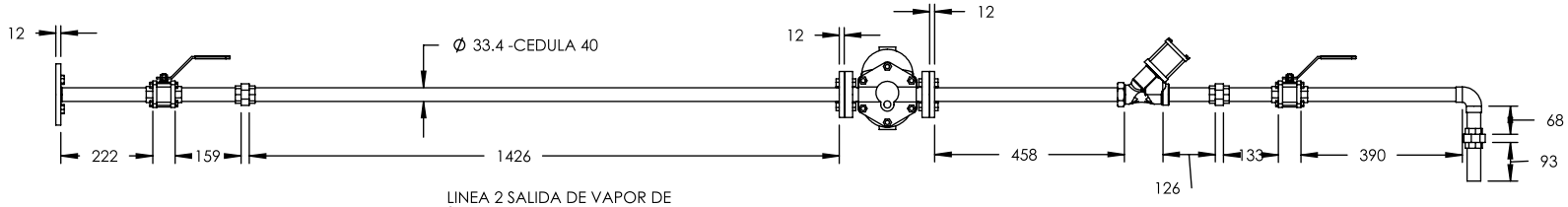
LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

TITULO : ELEMETOS POR LINEA SALIDA DE VAPOR

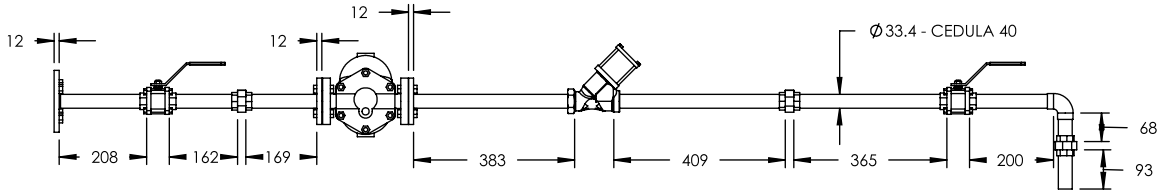
PESO :	CODIGO DEL ITEM :	PLANO No. :	REV.
		SC1080	00



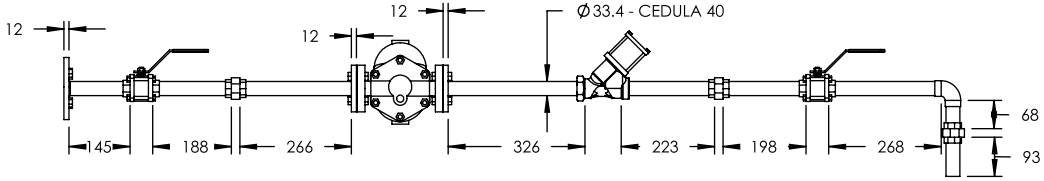
LINEA 1 SALIDA DE VAPOR DE SERPENTIN



LINEA 2 SALIDA DE VAPOR DE SERPENTIN

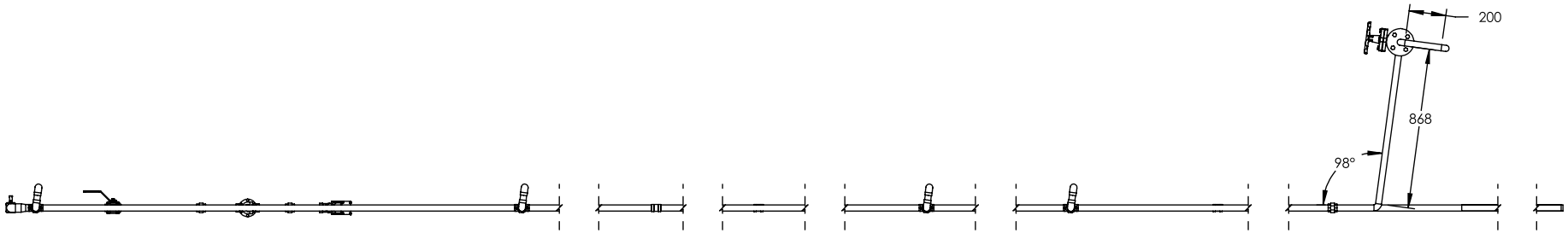


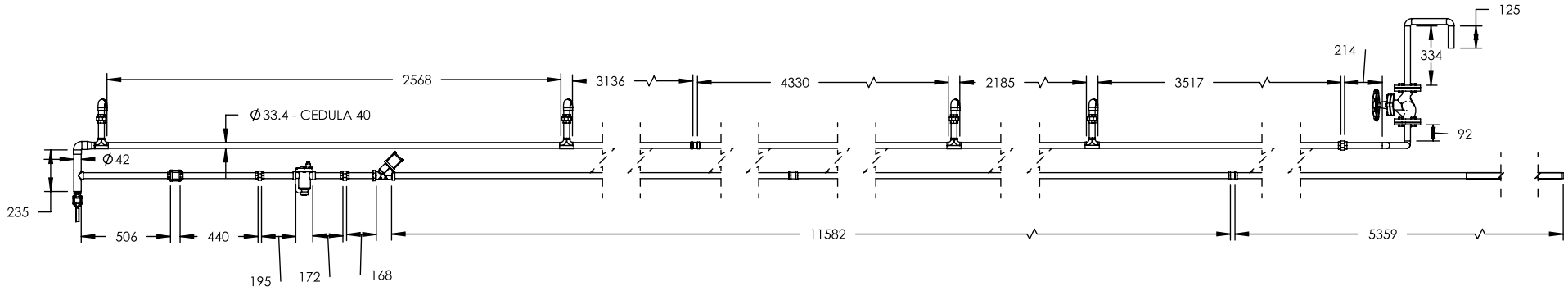
LINEA 3 SALIDA DE VAPOR DE SERPENTIN



LINEA 1 SALIDA DE VAPOR DE SERPENTIN

ICL www.icl.com.co	REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE		DISEÑO : ICL	FECHA : 09 - AGO - 2012	LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE		
	00				1977	27- 09-12	JP	FIRMA DE APROBACIÓN	DIBUJO : JAVIERP	FECHA : 25 - SEPT - 2012	TITULO : LINEAS DE SALIDA DE VAPOR DE SERPENTINES		
ICL tiene derechos de propiedad sobre Diseño e informacion tecnica contenidos en este plano. No puede usarse para ejecutar reproducir o comunicar a terceros sin autorizacion escrita.								ESCALA : 1 : 18	TOLERANCIA NO INDICADA DIMENSIONALES +/- 1.0 mm. TROQUELADOS +/- 0.5 mm. PERFORACIONES +/- 0.2 mm. ANGULARES +/- 2° DESPUNTES +/- 0.5 mm.	DIMENSIONES EN MM NO MEDIR SOBRE PLANO	PESO :	CODIGO DEL ITEM :	PLANO No. : SC1090	REV. 00
								ARCHIVO : SC1090					





ICL tiene derechos de propiedad sobre Diseño e informacion tecnica contenidos en este plano. No puede usarse para ejecutar reproducir o comunicar a terceros sin autorizacion escrita.

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 35

ARCHIVO : SC10100

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09 - AGO - 2012

FECHA : 25 - SEPT - 2012

DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

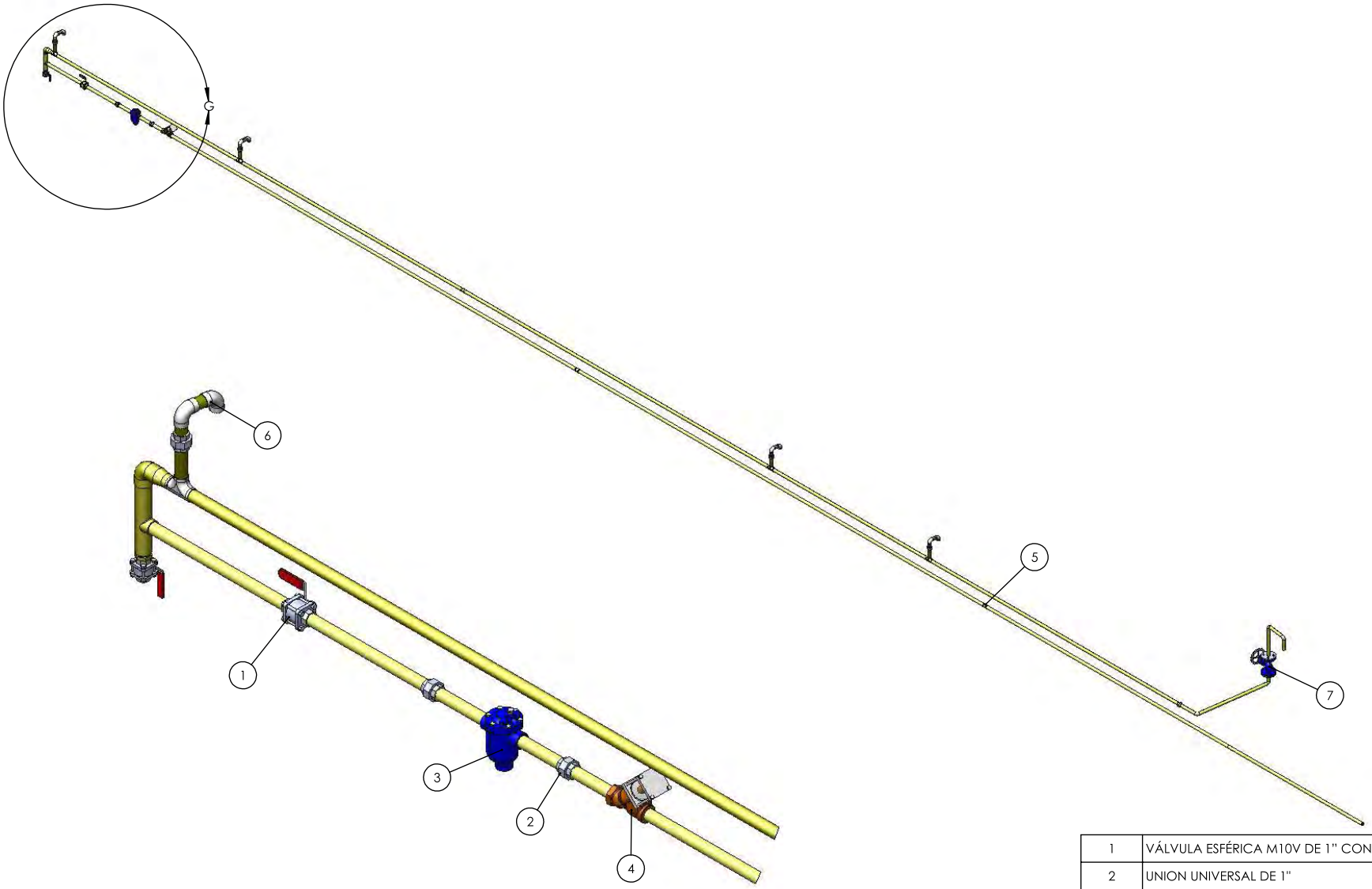
TITULO : LINEA PRINCIPAL DE VAPOR

PESO :

CODIGO DEL ITEM :

PLANO No. : SC10100

REV. 00



DETALLE G
ESCALA 1 : 15

Pieza N.º	Titulo	Ctd
1	VÁLVULA ESFÉRICA M10V DE 1" CON CONEXIONES ROSCADAS	2
2	UNION UNIVERSAL DE 1"	3
3	TRAMPA DE VALDE INVERTIDO	1
4	MIRILLA DE RETENCIÓN CON ROSCA BSP DE ½"	1
5	UNION DE 1"	3
6	CODO DE 1"	11
7	VÁLVULA DE INTERRUPCIÓN DE FUELLE BSA1T DN 25	1

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 60

ARCHIVO : SC10110

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09 - AGO - 2012

FECHA : 25 - SEPT - 2012

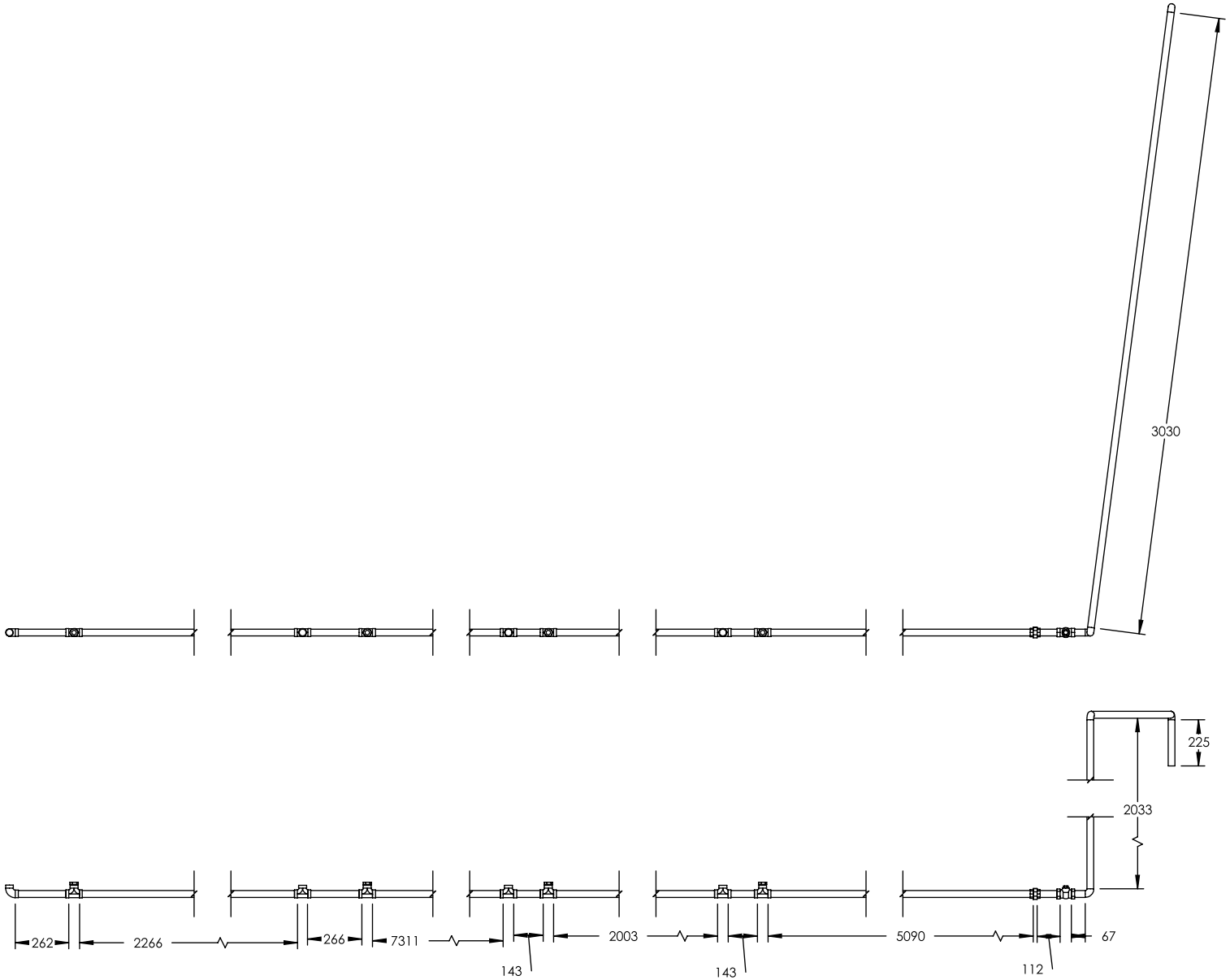
DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

TITULO : LINEA PRINCIPAL DE VAPOR

PESO :	CODIGO DEL ITEM :	PLANO No. :	REV.
		SC10110	00



REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 30

ARCHIVO : SC10120

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09 - AGO - 2012

FECHA : 25 - SEPT - 2012

DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

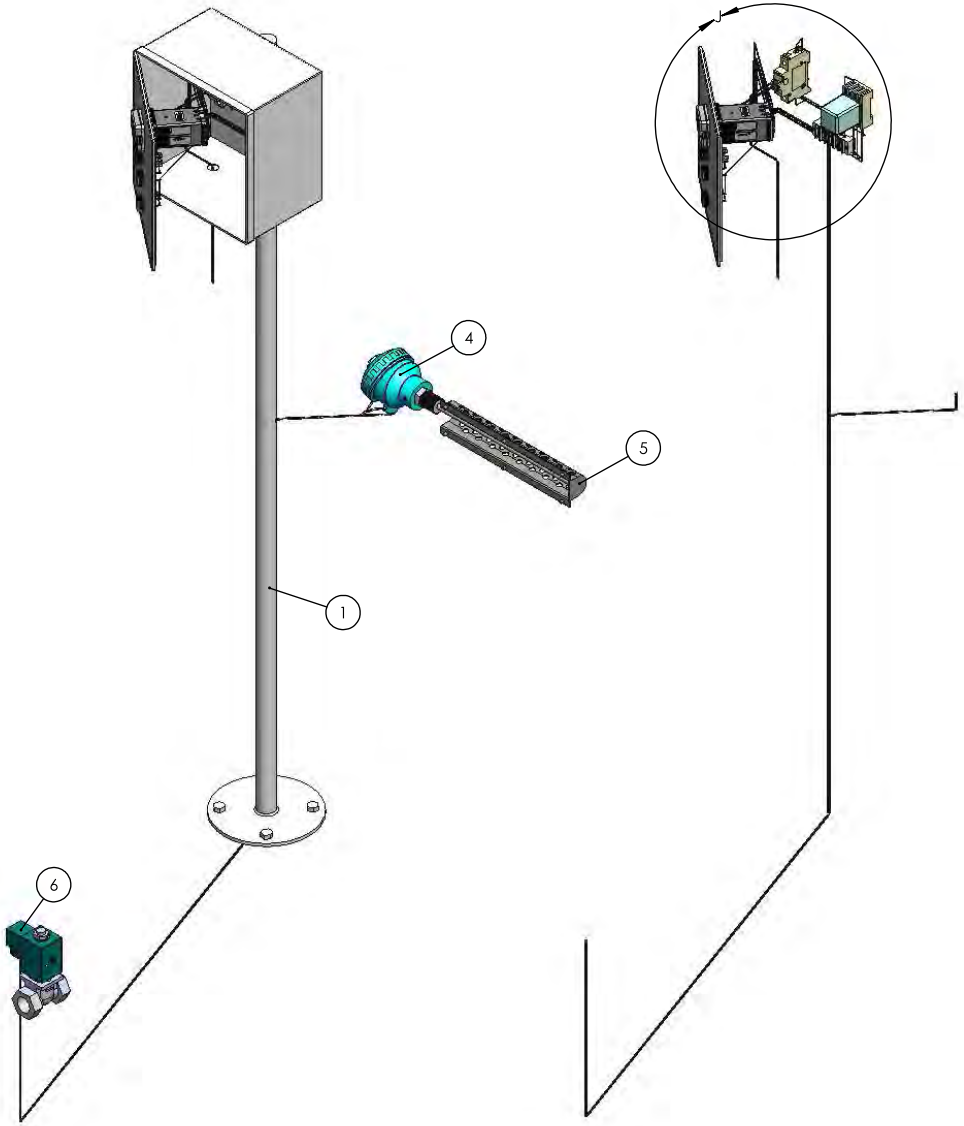
TITULO : LINEA PRINCIPAL DE CONDENSADOS

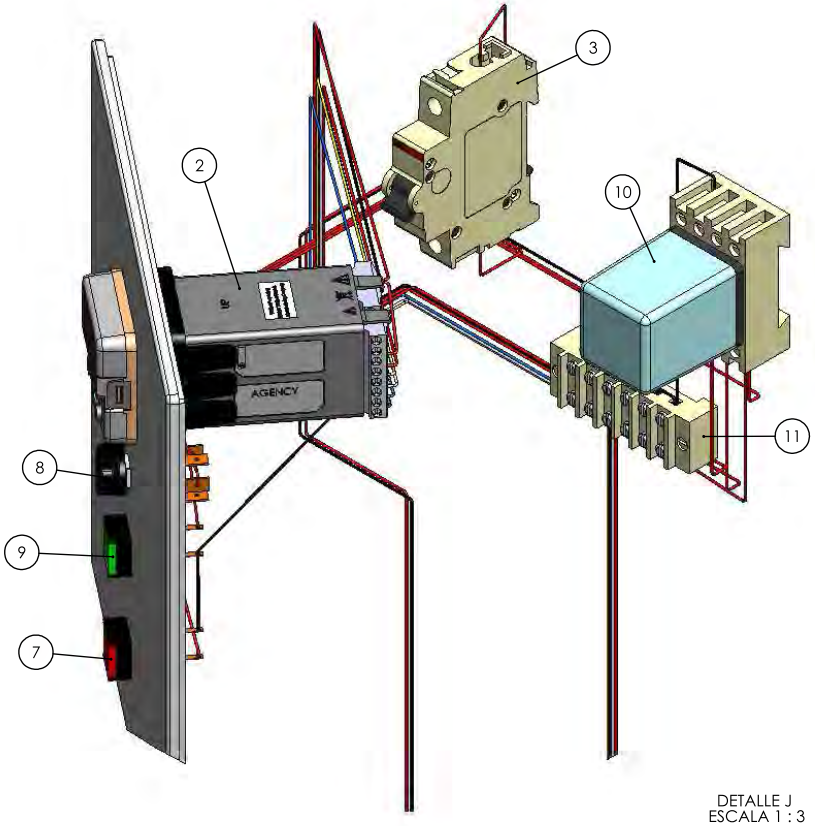
PESO :

CODIGO DEL ITEM :

PLANO No. : SC10120

REV. 00





DETALLE J
ESCALA 1 : 3

Parte N.º	Titulo	Ctd
1	PEDESTAL PARA CONTROLADOR DE SOLENOIDE	1
2	CONTROLADOR DE TEMPERATURA	1
3	MINI BREAKER DE 3 AMPERIOS	1
4	RTD PT 100 BULBO DE 3/8" CABEZOTE DE TRES HILOS	1
5	GUARDA PARA RTD	1
6	VÁLVULA SOLENOIDE REF. 032U3807, CON BOBINA IP 43	1
7	PILOTO INDICADOR DE ENERGIA EN SOLENOIDE	1
8	PERILLA DE ENERGIZAR SISTEMA	1
9	PILOTO INDICADOR DE ENERGIA EN SISTEMA	1
10	RELE	1
11	SOCKET (DISTRIBUIDOR DE CONEXIONES)	1

ICL
www.icl.com.co

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 12

ARCHIVO : SC10130

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09 - AGO - 2012

FECHA : 25 - SEPT - 2012

DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

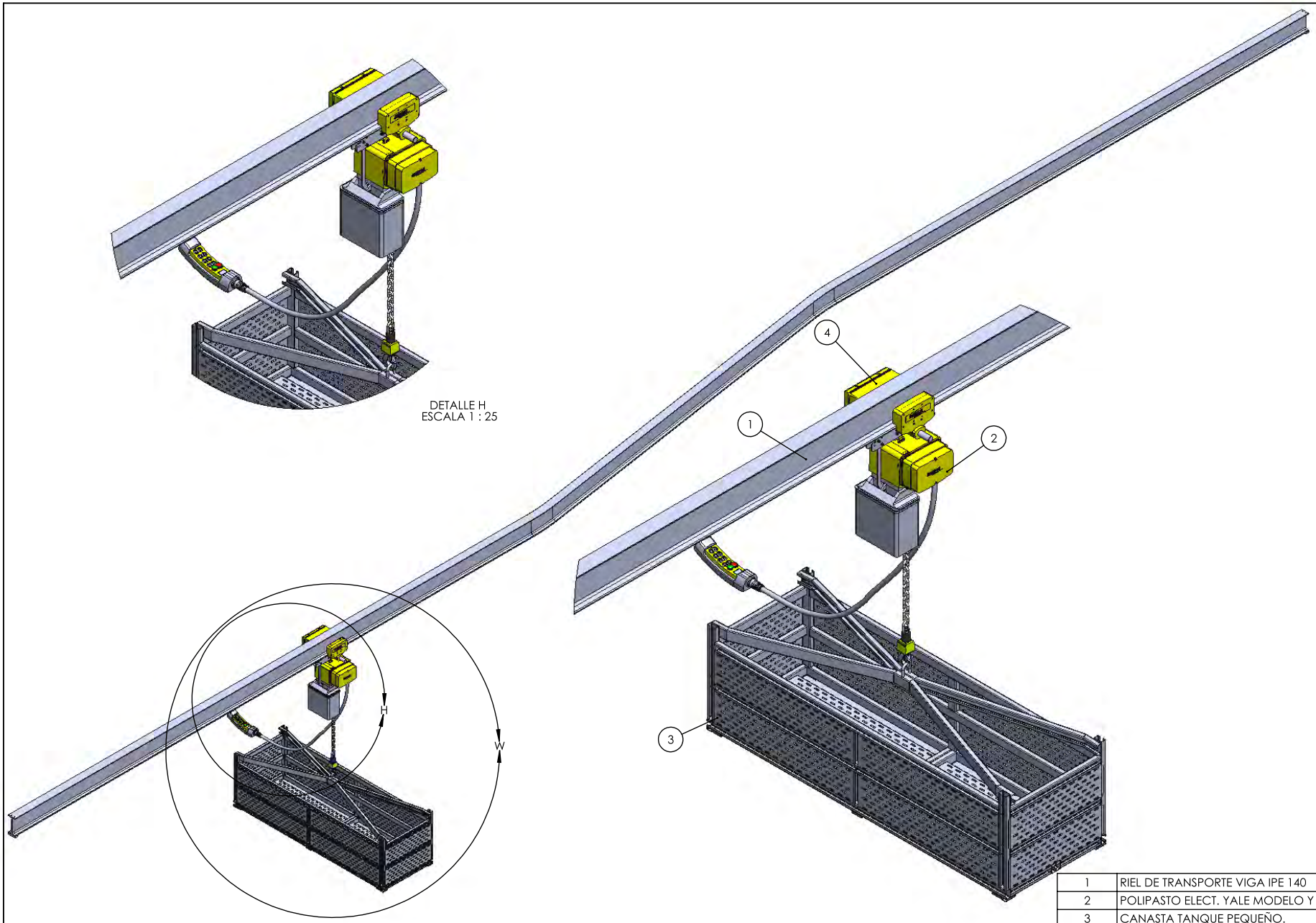
TITULO : COMPONENTES - BASE PEDESTAL - CONTROLADOR -RTD - SOLENOIDE

PESO :

CODIGO DEL ITEM :

PLANO No. : SC10130

REV. 00



Pieza N.º	Titulo	Ctd
1	RIEL DE TRANSPORTE VIGA IPE 140	1
2	POLIPASTO ELECT. YALE MODELO Y JL CAP. 1 TONL.	1
3	CANASTA TANQUE PEQUEÑO.	1
4	TROLLEY MANUAL DE EMPUJE YALE MODELO HTP/A	1

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 50

ARCHIVO : SC10140

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09 - AGO - 2012

FECHA : 25 - SEPT - 2012

DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

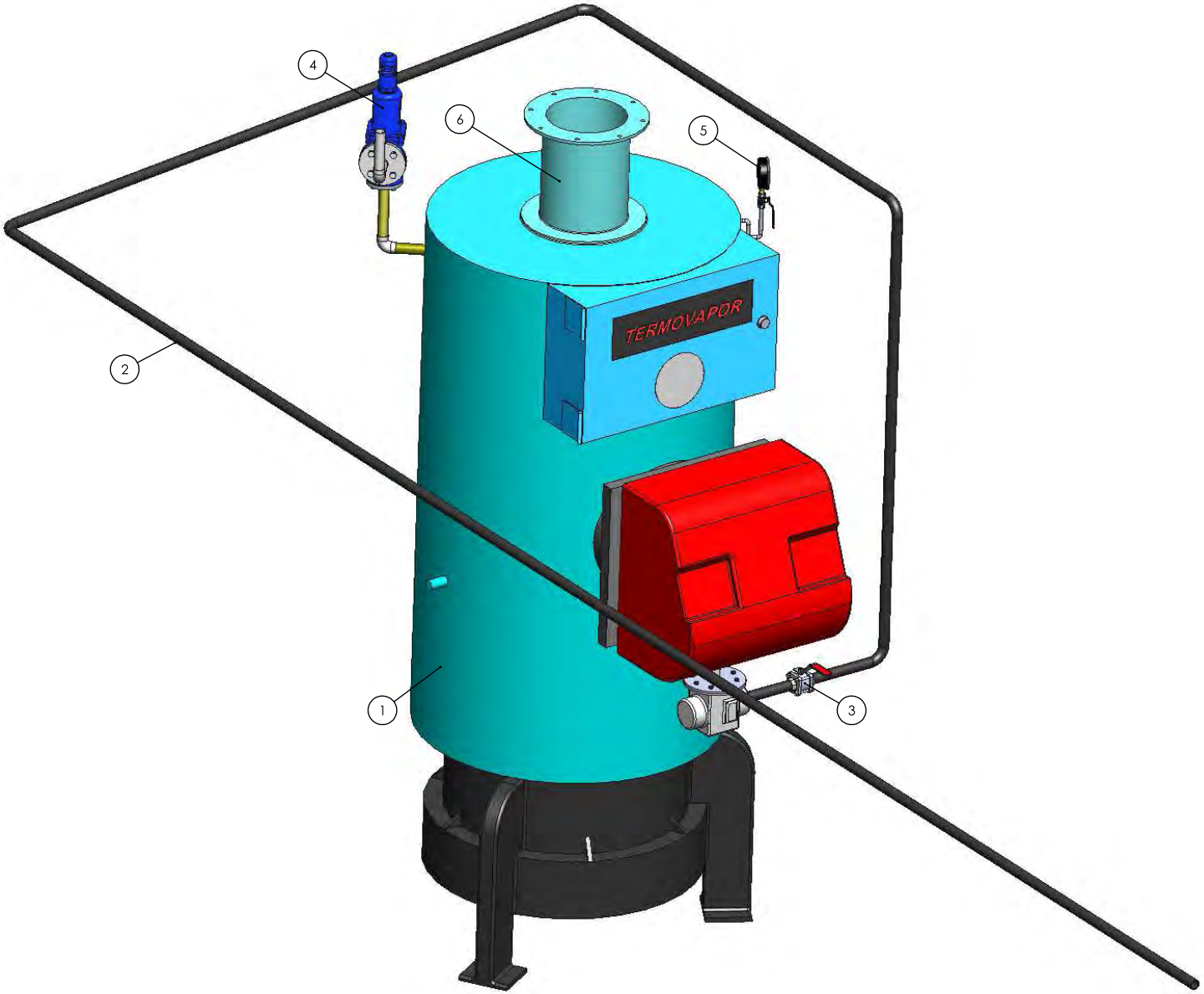
TITULO : SISTEMA DE TRANSPORTE

PESO :

CODIGO DEL ITEM :

PLANO No. : SC10140

REV. 00



Pieza N.º	Titulo	Ctd
1	CALDERA	1
2	ALIMENTACION DE COMBUSTIBLE (GAS)	1
3	VALVULA DE BOLA DE 1 PULGADA	1
4	VALVULA DE SEGURIDAD	1
5	MANOMETRO	1
6	EXTENSION PARA AMARRE DE CHIMENEA	1

ICL
www.icl.com.co

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 20

ARCHIVO : SC10150

DISEÑO : ICL

FECHA : 09 - AGO - 2012

DIBUJO : JAVIERP

FECHA : 25 - SEPT - 2012

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

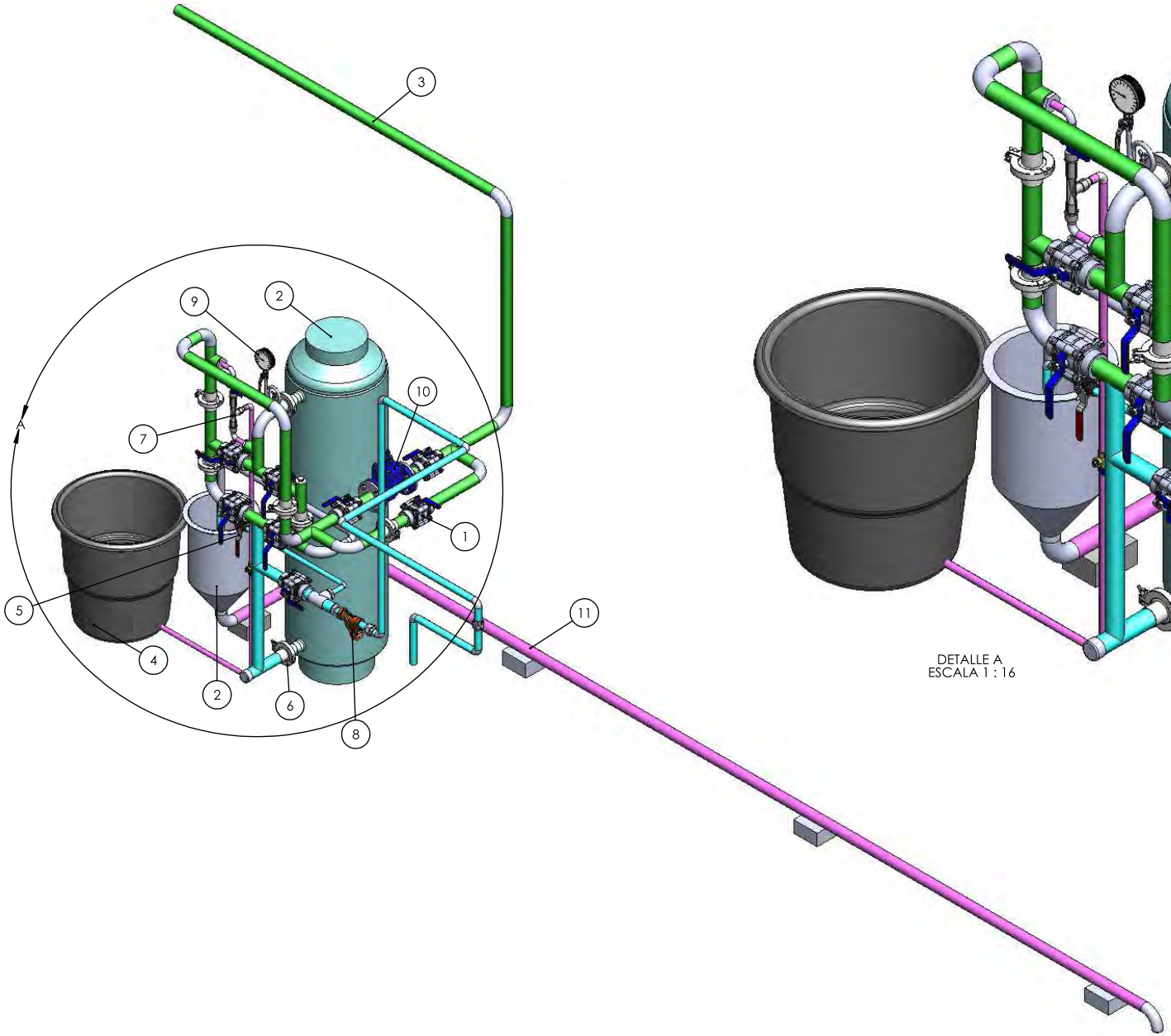
TITULO : CALDERA REPRESENTACION BASICA

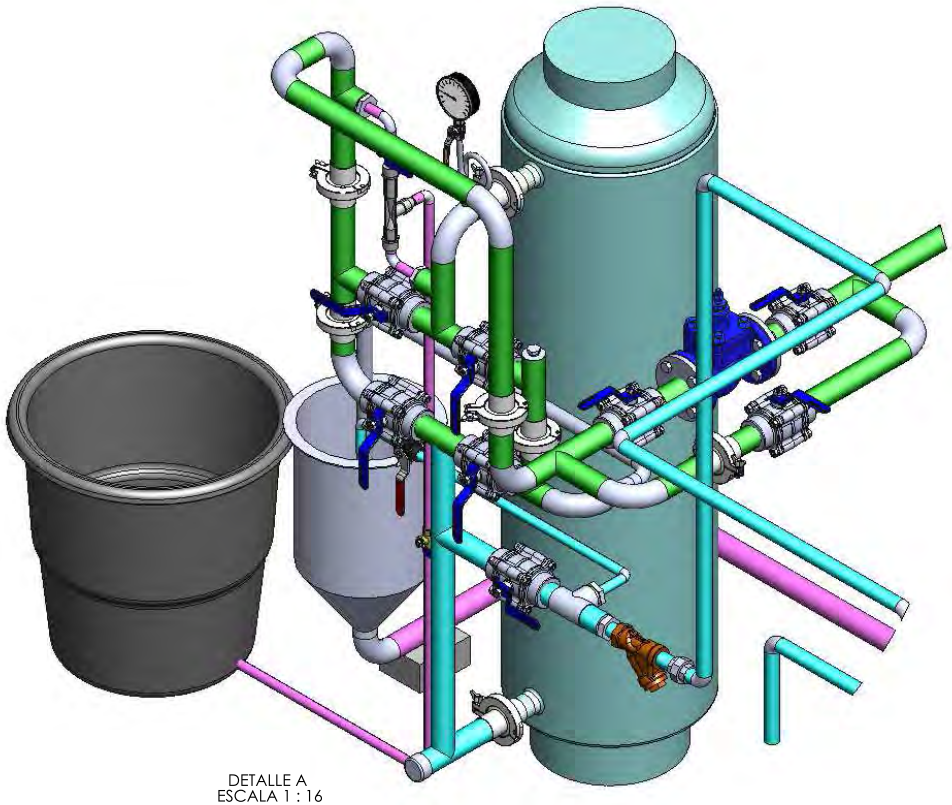
PESO :

CODIGO DEL ITEM :

PLANO No. : SC10150

REV. 00





DETALLE A
ESCALA 1 : 16

Pieza N.°	Título	Ctd
1	VALVULA DE BOLA DE 1 PULGADA	8
2	SUAVIZADOR DE AGUA	1
3	ENTRADA DE AGUA A SUAVIZADOR	1
4	VALDE PARA SAL DE DESINCRUSTE	1
5	VALVULA DE 1/2 PULGADA	2
6	UNIONES TRICLAMP	6
7	BOMBA VENTURY PARA DESINCRUSTE	1
8	FILTRO EN Y	1
9	MANOMETRO	1
10	VALVULA REGULADORA	1
11	SALIDA DE SALMUERA DE DISINCRUSTE	1

ICL
www.icl.com.co

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 28

ARCHIVO : SC10160

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09 - AGO - 2012

FECHA : 25 - SEPT - 2012

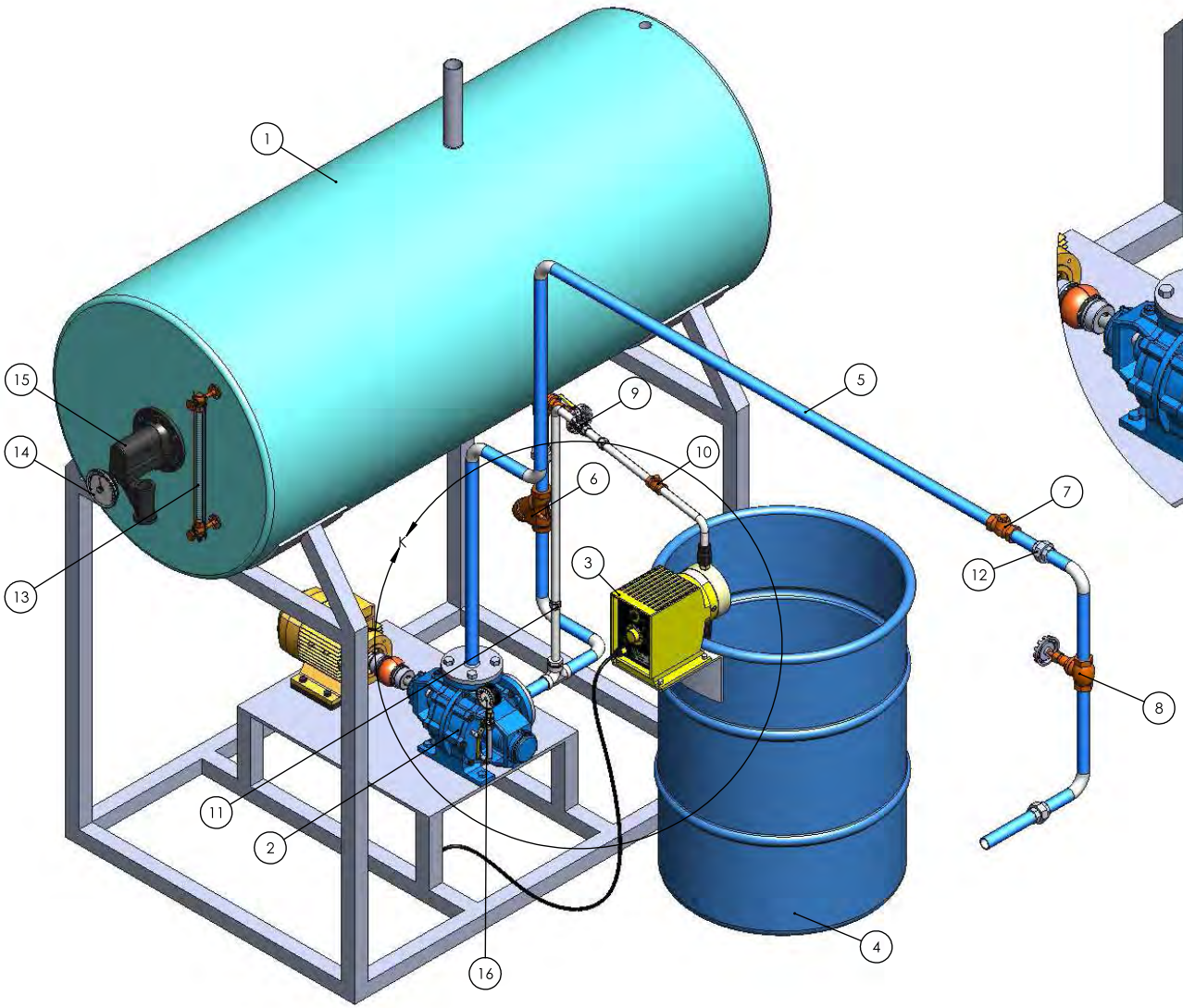
DIMENSIONES EN MM

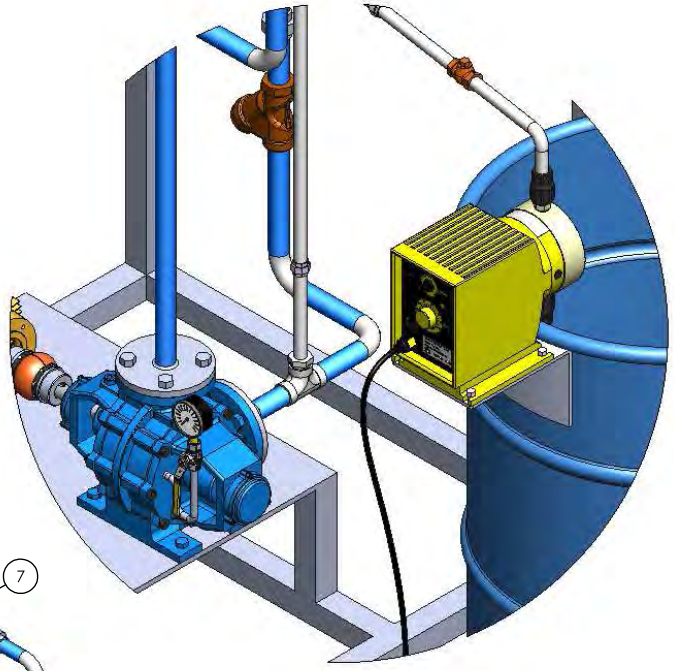
NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

TITULO : SUAVIZADOR DE AGUA PARA CALDERA

PESO :	CODIGO DEL ITEM :	PLANO No. :	REV.
		SC10160	00





Pieza N.º	Titulo	Ctd
1	TANQUE DE ALIMENTACION DE AGUA	1
2	BOMBA	1
3	BOMBA MILTON ROY	1
4	RECIPIENTE PARA QUIMICOS DEL PROCESO	1
5	TUBERIA ALIMENTACION DE AGUA A CALDERA	1
6	FILTRO EN Y	1
7	CHEQUE DE 1 PULGADA	1
8	VALVULA DE 1 PULGADA	2
9	VALVULA DE 1/2 PULGADA	1
10	CHEQUE DE 1/2 PULGADA	1
11	UNIVERSAL DE 1/2 PULGADA	2
12	UNIVERSAL DE 1 PULGADA	2
13	VISOR DE NIVEL	1
14	TERMOMETRO	1
15	MCDONNELL - CONTROL DE NIVEL DE AGUA	1
16	MANOMETRO PARA PRESION DE BOMBA	1

ICL
www.icl.com.co

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27- 09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 18

ARCHIVO : SC10170

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09 - AGO - 2012

FECHA : 25 - SEPT - 2012

DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA Y SERPERTIN SUMERGIDO - SISTEMA DE TRANSPORTE

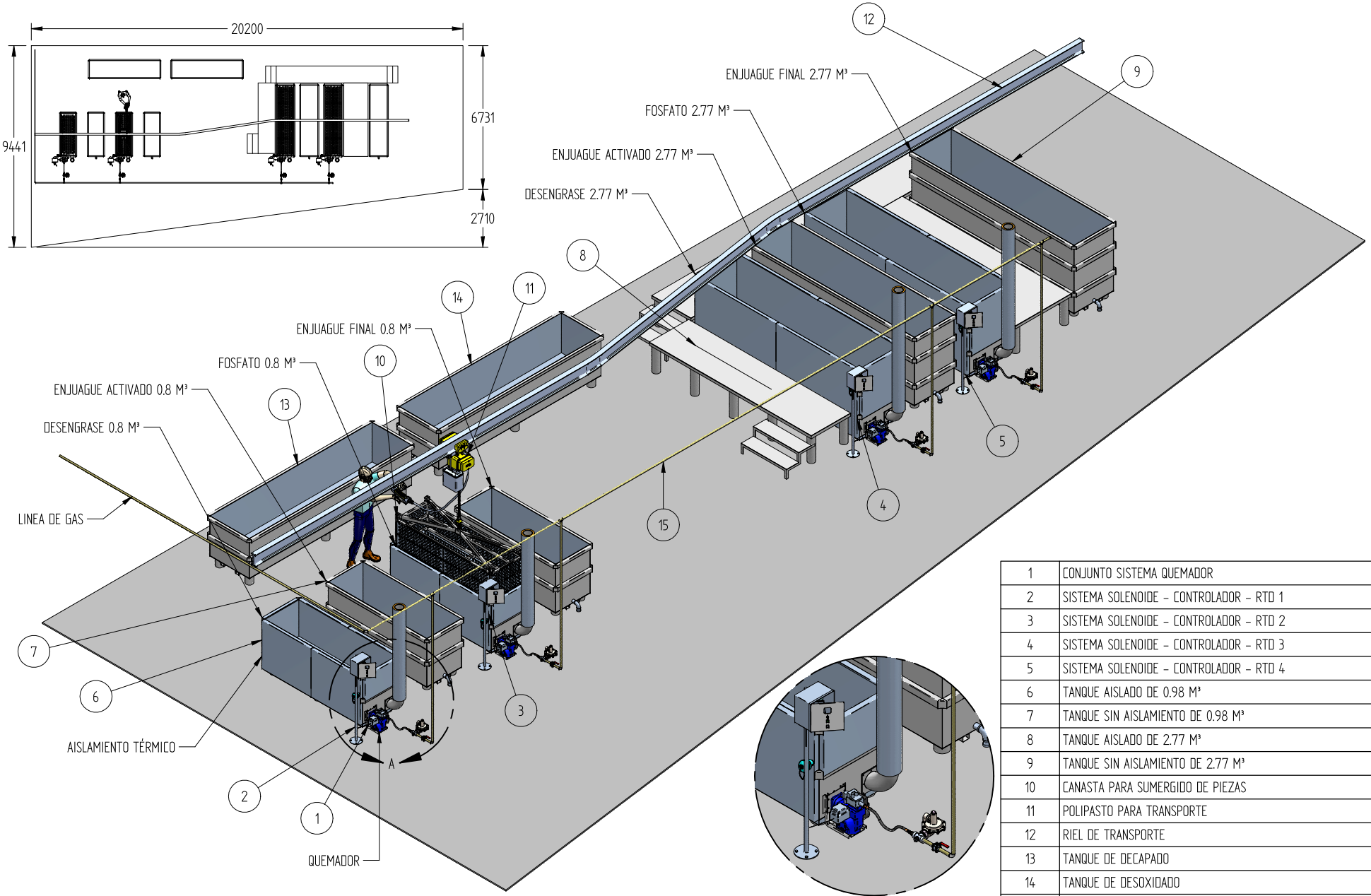
TITULO : TANQUE ALIMENTADOR DE AGUA A CALDERA

PESO :

CODIGO DEL ITEM :

PLANO No. : SC10170

REV. 00



DETALLE A
ESCALA 1:40

Pieza Nº	Título	Ctd
1	CONJUNTO SISTEMA QUEMADOR	4
2	SISTEMA SOLENOIDE - CONTROLADOR - RTD 1	1
3	SISTEMA SOLENOIDE - CONTROLADOR - RTD 2	1
4	SISTEMA SOLENOIDE - CONTROLADOR - RTD 3	1
5	SISTEMA SOLENOIDE - CONTROLADOR - RTD 4	1
6	TANQUE AISLADO DE 0.98 M³	2
7	TANQUE SIN AISLAMIENTO DE 0.98 M³	2
8	TANQUE AISLADO DE 2.77 M³	2
9	TANQUE SIN AISLAMIENTO DE 2.77 M³	2
10	CANASTA PARA SUMERGIDO DE PIEZAS	1
11	POLIPASTO PARA TRANSPORTE	1
12	RIEL DE TRANSPORTE	1
13	TANQUE DE DECAPADO	1
14	TANQUE DE DESOXIDADO	1
15	LINEA DE GAS	1

ICL
www.icl-com.cl

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27-09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : 1 : 77

ARCHIVO : SQ0010

DISEÑO : ICL — FECHA : 09-AGO-2012

DIBUJO : JAVIERP — FECHA : 30-SEP-2012

TOLERANCIA NO INDICADA	
DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm

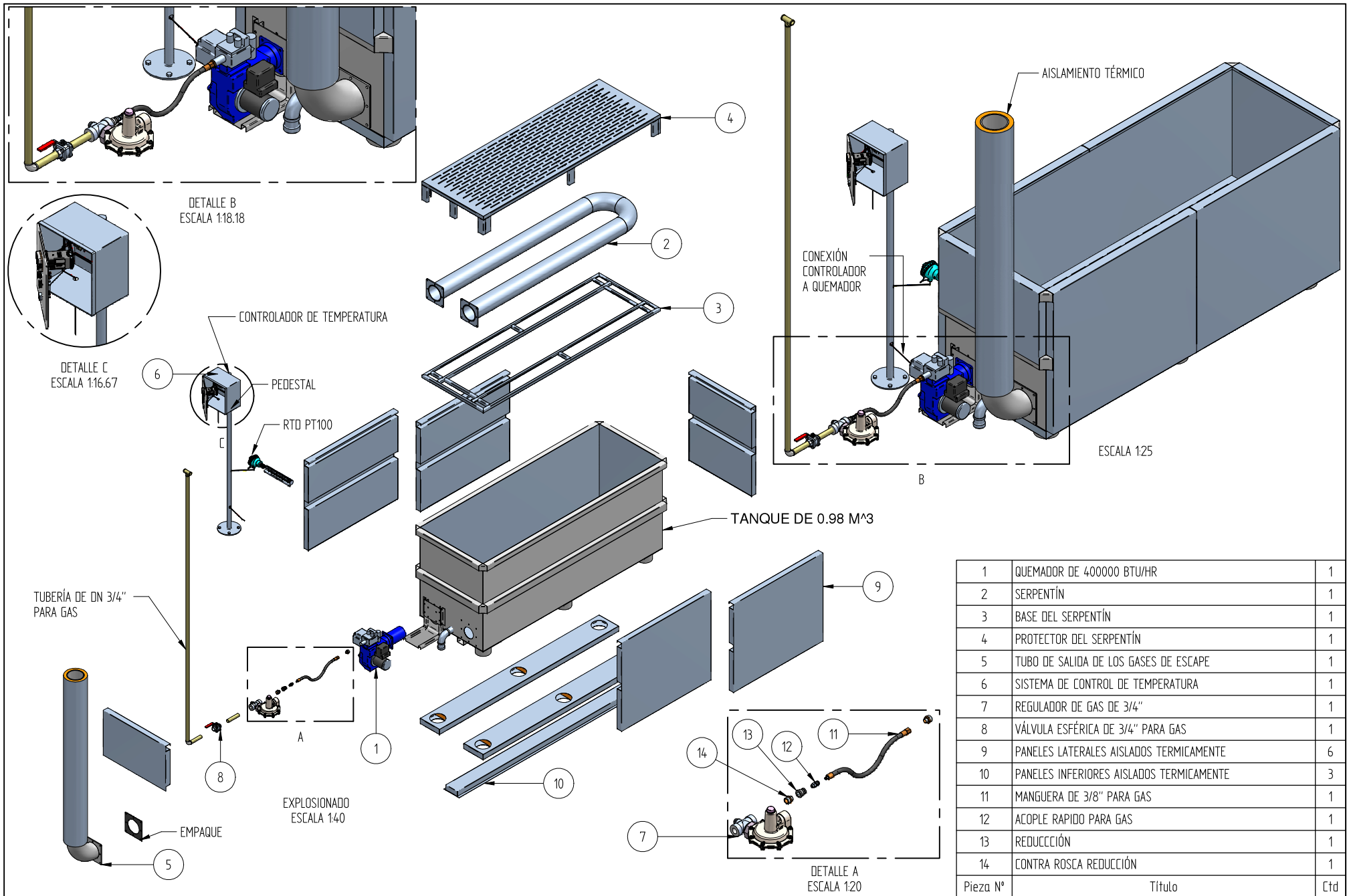
DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA CALENTAMIENTO QUEMADOR Y SERPENTÍN SUMERGIDO - SISTEMA TRANSPORTE

TITULO : MONTAJE GENERAL

PESO : 0.000 kg — CODIGO DEL ITEM : (ESPECIFICAR) — PLANO No. : SQ0010 — REV. : 00



Pieza Nº	Título	Ctd
1	QUEMADOR DE 400000 BTU/HR	1
2	SERPENTÍN	1
3	BASE DEL SERPENTÍN	1
4	PROTECTOR DEL SERPENTÍN	1
5	TUBO DE SALIDA DE LOS GASES DE ESCAPE	1
6	SISTEMA DE CONTROL DE TEMPERATURA	1
7	REGULADOR DE GAS DE 3/4"	1
8	VÁLVULA ESFÉRICA DE 3/4" PARA GAS	1
9	PANELES LATERALES AISLADOS TERMICAMENTE	6
10	PANELES INFERIORES AISLADOS TERMICAMENTE	3
11	MANGUERA DE 3/8" PARA GAS	1
12	ACOPLE RAPIDO PARA GAS	1
13	REDUCCIÓN	1
14	CONTRA ROSCA REDUCCIÓN	1

ICL

www.icl-com.cg

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27-09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : INDICADA

ARCHIVO : SQ0020

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm

FECHA : 09-AGO-2012

FECHA : 30-SEP-2012

DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA CALENTAMIENTO QUEMADOR Y SERPENTÍN SUMERGIDO - SISTEMA TRANSPORTE

TITULO : INSTALACIÓN DE SISTEMA QUEMADOR A TANQUE DE 0.98 M³

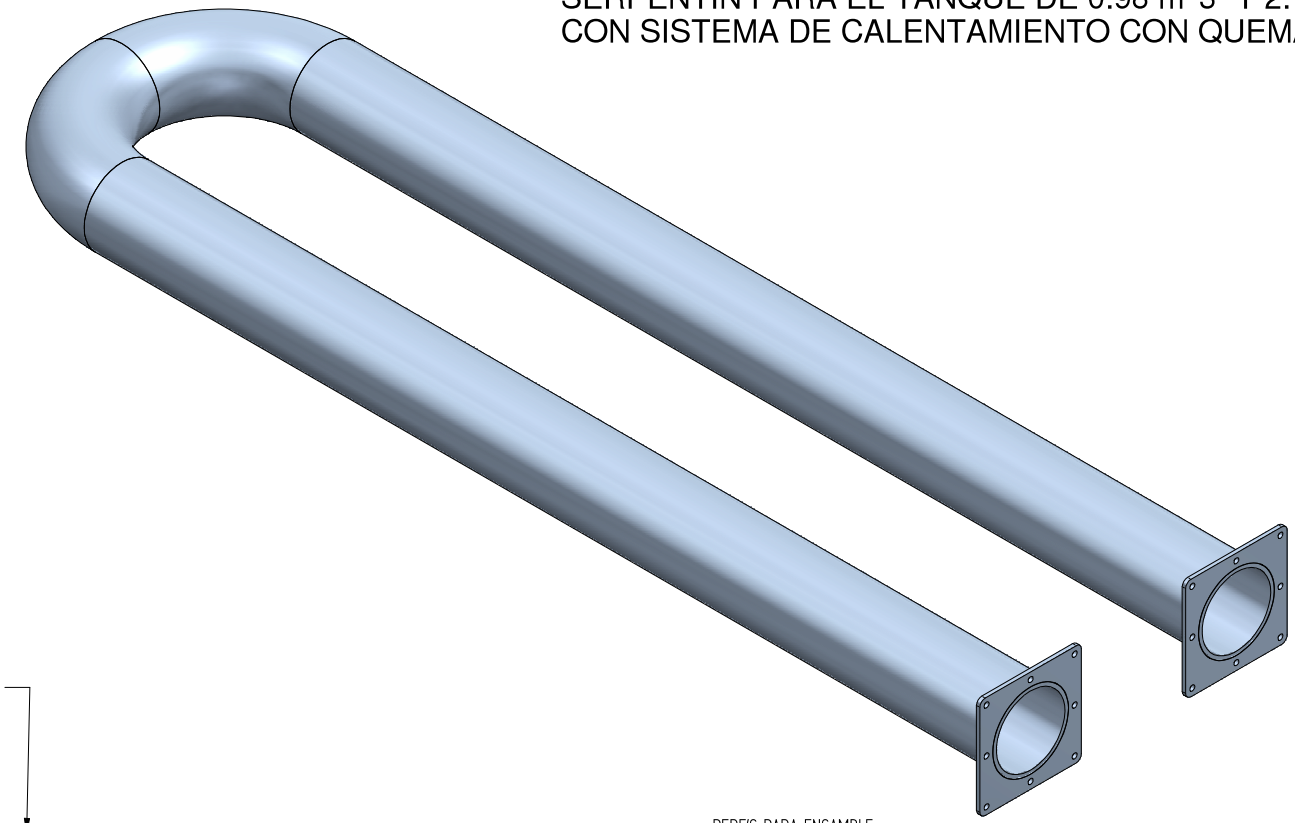
PESO : 0.000 kg

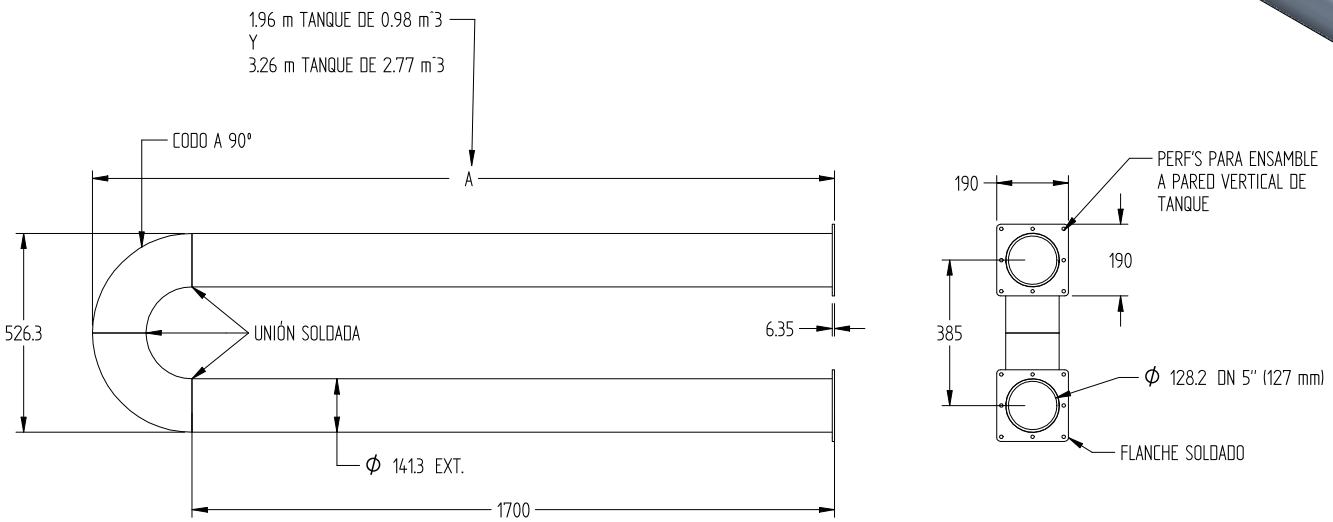
CODIGO DEL ITEM : (ESPECIFICAR)

PLANO No. : SQ0020

REV. : 00

SERPENTÍN PARA EL TANQUE DE 0.98 m^3 Y 2.77 m^3
CON SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON QUEMADOR





MEDIDAS EN METROS

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27-09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : INDICADA

ARCHIVO : SQ0030

DISEÑO : ICL — FECHA : 09-AGO-2012

DIBUJO : JAVIERP — FECHA : 30-SEP-2012

TOLERANCIA NO INDICADA	
DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm

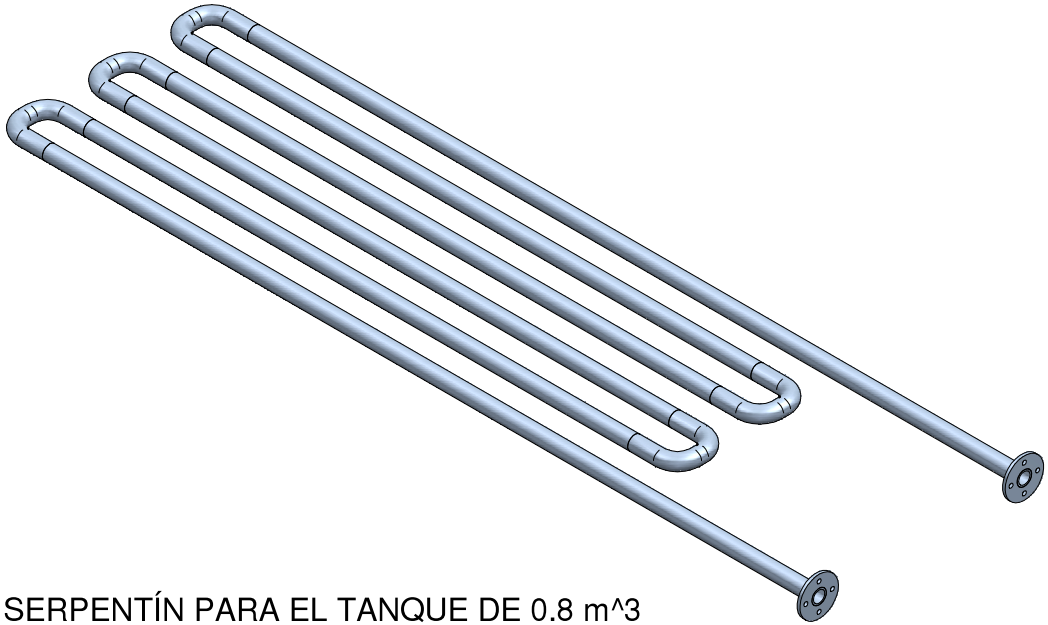
DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

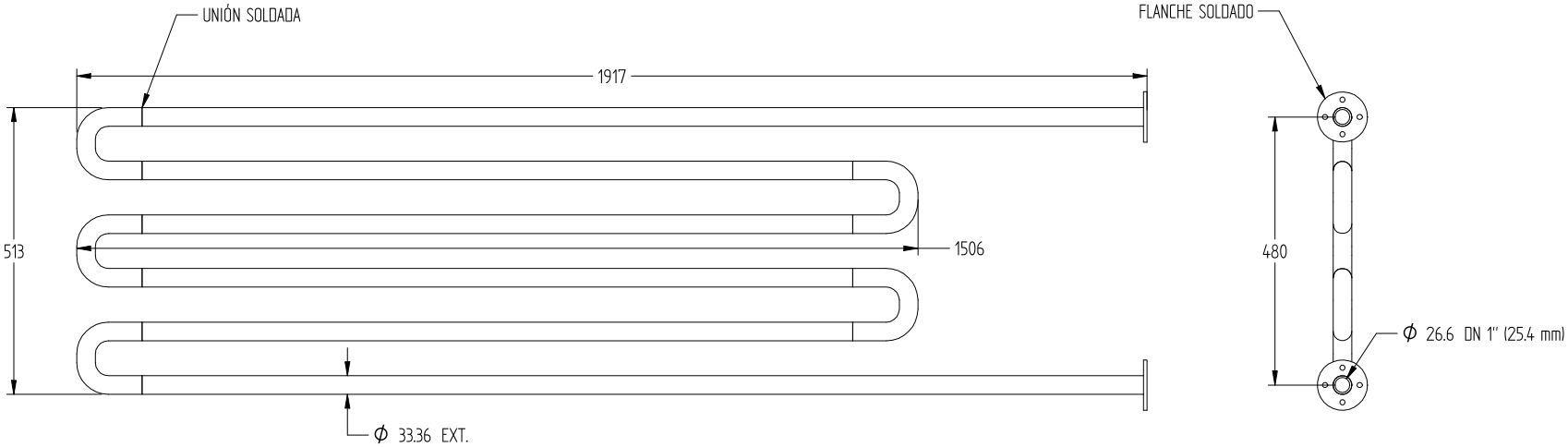
LINEA : SISTEMA CALENTAMIENTO QUEMADOR Y SERPENTÍN SUMERGIDO

TITULO : SERPENTÍN PARA SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON QUEMADOR

PESO : 89.238 kg — CODIGO DEL ITEM : (ESPECIFICAR) — PLANO No. : SQ0030 — REV. : 00



SERPENTÍN PARA EL TANQUE DE 0.8 m^3
CON SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA



REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27-09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : INDICADA

ARCHIVO : SQ0040

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm

FECHA : 09-AGO-2012

FECHA : 30-SEP-2012

DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA CALENTAMIENTO CALDERA Y SERPENTÍN SUMERGIDO

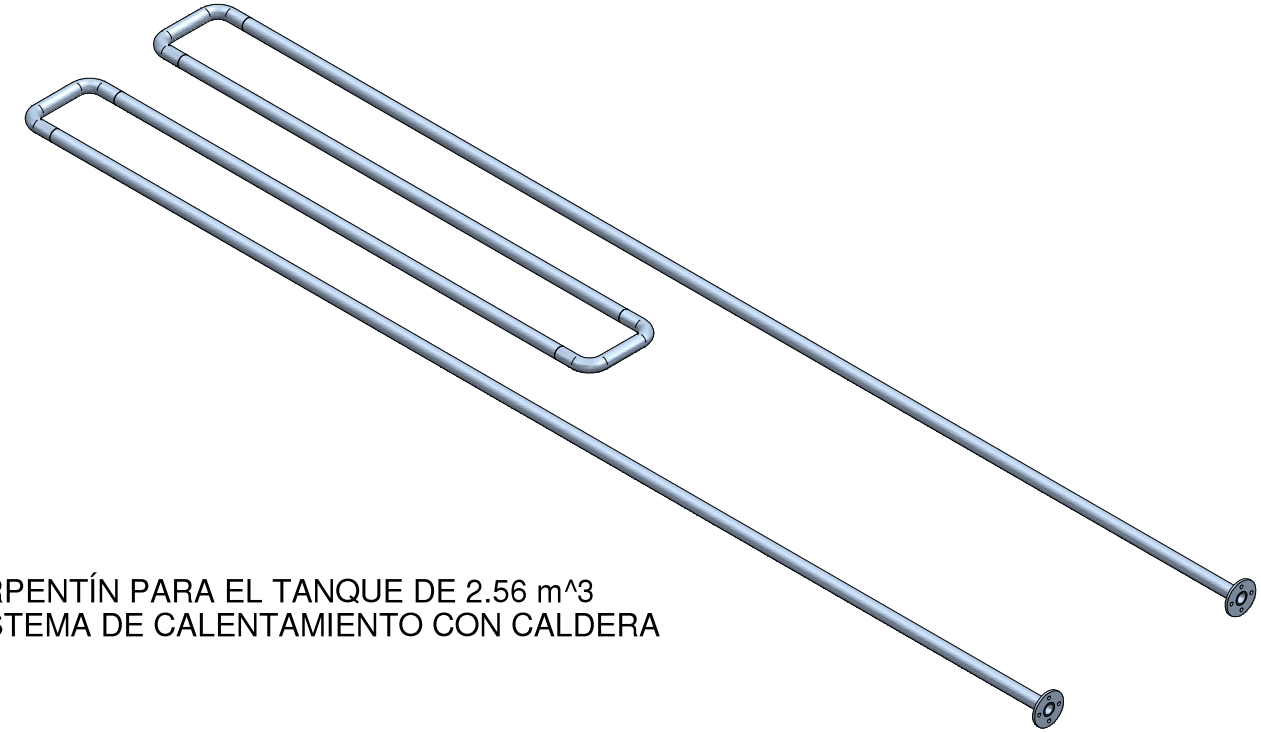
TITULO : SERPENTÍN TANQUE DE 0.8 m³ SISTEMA CALDERA

PESO : 25.538 kg

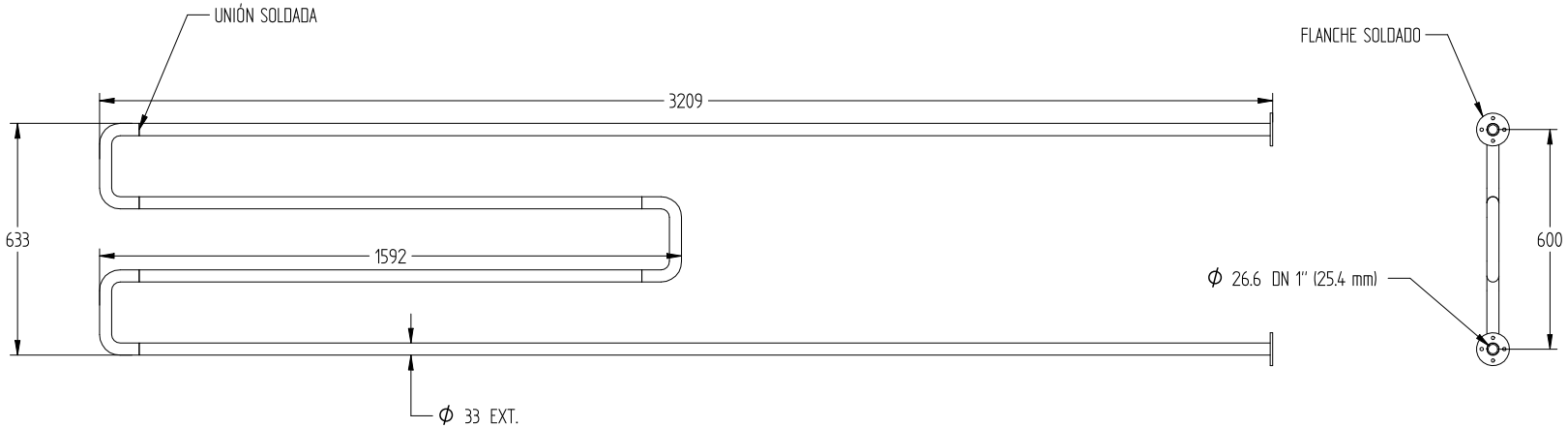
CODIGO DEL ITEM : (ESPECIFICAR)

PLANO No. : SQ0040

REV. : 00



SERPENTÍN PARA EL TANQUE DE 2.56 m^3
CON SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON CALDERA



REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27-09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : INDICADA

ARCHIVO : SQ0050

DISEÑO : ICL — FECHA : 09-AGO-2012

DIBUJO : JAVIERP — FECHA : 30-SEP-2012

TOLERANCIA NO INDICADA	
DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm

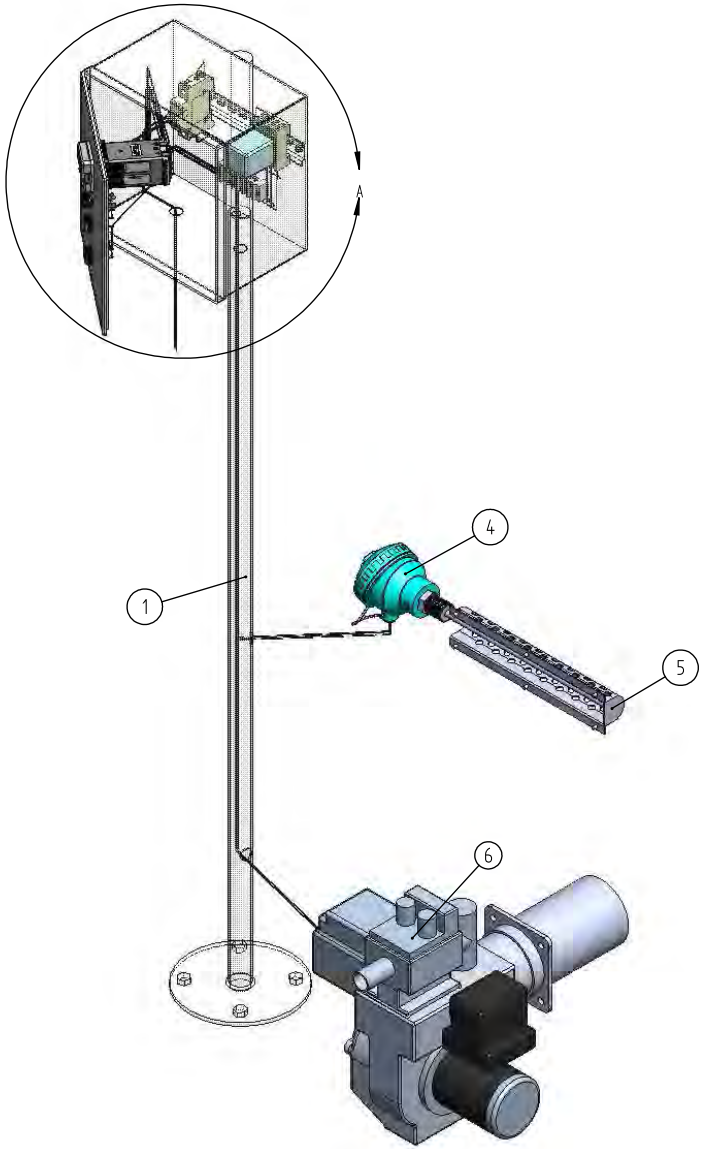
DIMENSIONES EN MM

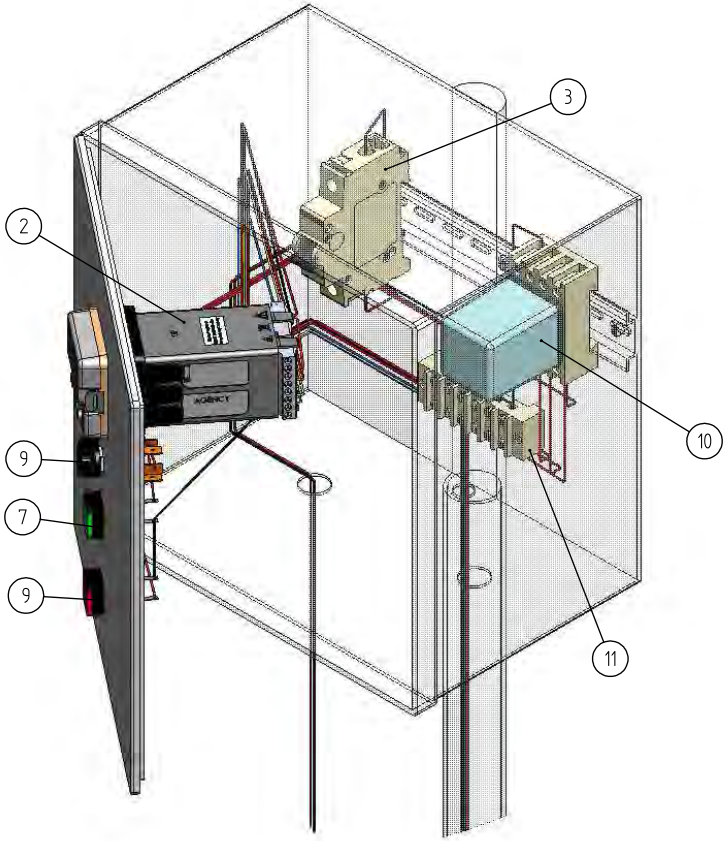
NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA CALENTAMIENTO CALDERA Y SERPENTÍN

TITULO : SERPENTÍN TANQUE DE 2.56 m³ SISTEMA CALDERA

PESO : 0.000 kg — CODIGO DEL ITEM : (ESPECIFICAR) — PLANO No. : SQ0050 — REV. : 00





DETALLE A

ESCALA 1 : 4

Parte N.º	Titulo	Ctd
1	PEDESTAL PARA CONTROLADOR DE QUEMADOR	1
2	CONTROLADOR DE TEMPERATURA	1
3	MINI BREAKER DE 3 AMPERIOS	1
4	RTD PT 100 BULBO DE 3/8" CABEZOTE DE TRES HILOS	1
5	GUARDA PARA RTD	1
6	QUEMADOR	1
7	PILOTO INDICADOR DE ENERGIA EN QUEMADOR	1
8	PERILLA DE ENERGIZAR SISTEMA	1
9	PILOTO INDICADOR DE ENERGIA EN SISTEMA	1
10	RELE	1
11	SOCKET (DISTRIBUIDOR DE CONEXIONES)	1

ICL
www.icl.com.co

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27-09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : INDICADA

ARCHIVO : SQ0070

DISEÑO : ICL

DIBUJO : JAVIERP

TOLERANCIA NO INDICADA

DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm.
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm.
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm.
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm.

FECHA : 09 -AGO - 2012

FECHA : 30 -SEP - 2012

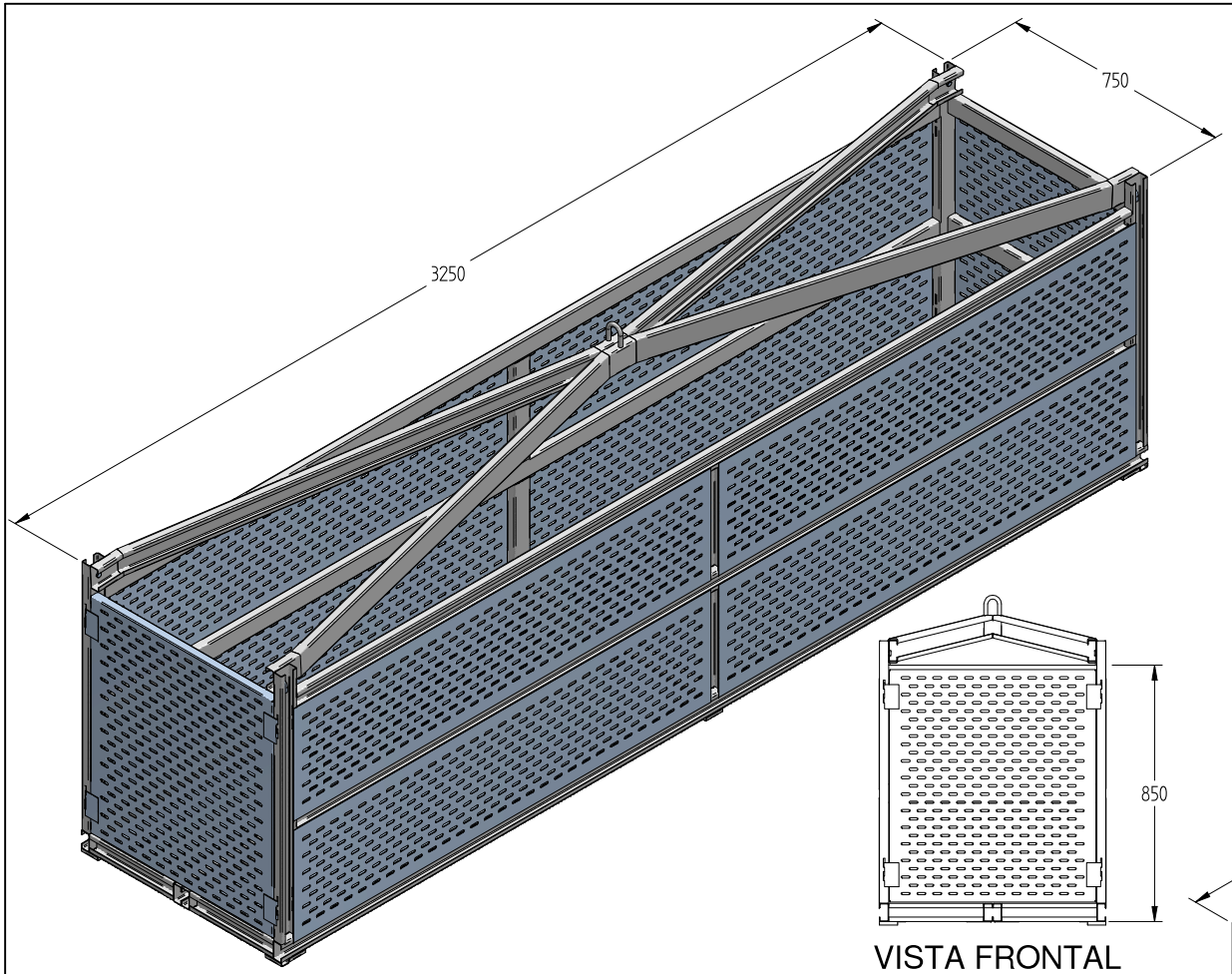
DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

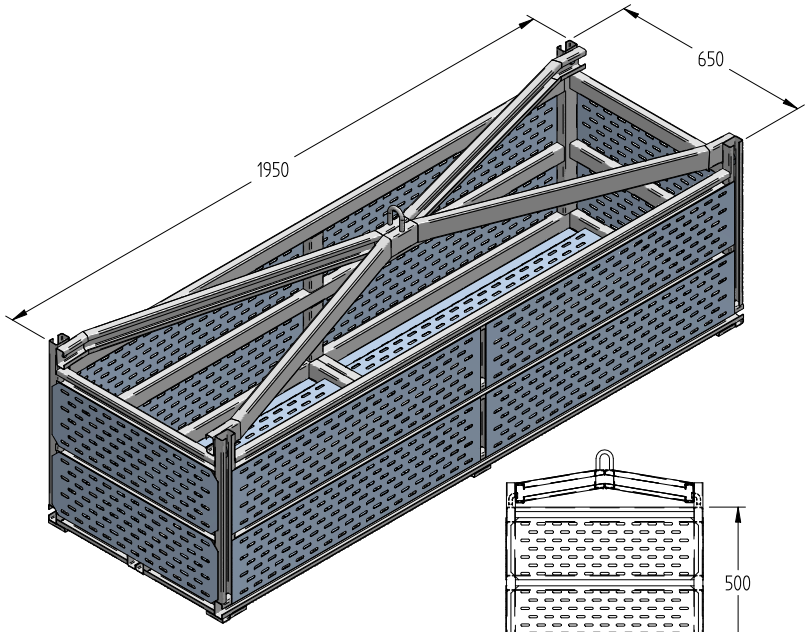
LINEA : SISTEMA DE CALENTAMIENTO CON QUEMADOR Y SERPENTIN SUMERGIDO- SISTEMA DE TRANSPORTE

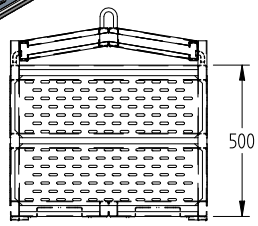
TITULO : COMPONENTES - BASE PEDESTAL - CONTROLADOR - RTD - QUEMADOR

PESO :	CODIGO DEL ITEM :	PLANO No. :	REV.
0000kg	(ESPECIFICAR)	SQ0070	00



VISTA FRONTAL





VISTA FRONTAL

REV.	SOI	FECHA	NOMBRE	OI	FECHA	NOMBRE
00				1977	27-09-12	JP

FIRMA DE APROBACIÓN

ESCALA : INDICADA

ARCHIVO : SQ0060

DISEÑO : ICL — FECHA : 09-AGO-2012

DIBUJO : JAVIERP — FECHA : 30-SEP-2012

TOLERANCIA NO INDICADA	
DIMENSIONALES	+/- 1.0 mm
TROQUELADOS	+/- 0.5 mm
PERFORACIONES	+/- 0.2 mm
ANGULARES	+/- 2°
DESPUNTES	+/- 0.5 mm

DIMENSIONES EN MM

NO MEDIR SOBRE PLANO

LINEA : SISTEMA DE TRANSPORTE

TITULO : CANASTAS PARA LOS TANQUES DE 0.98 Y 2.77 M³

PESO : 188.679 kg — CODIGO DEL ITEM : (ESPECIFICAR) — PLANO No. : SQ0060 — REV. : 00